

UNIVERSIDADE FEDERAL FLUMINENSE

ESCOLA DE ENGENHARIA

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

AVALIAÇÃO HIDRAÚLICA DA SEÇÃO INTERMEDIÁRIA DE UMA TORRE DE DESTILAÇÃO ATMOSFÉRICA

DIEGO NUNES BOTELHO

Niterói/ RJ
2015

UNIVERSIDADE FEDERAL FLUMINENSE
ESCOLA DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

AVALIAÇÃO HIDRAÚLICA DA SEÇÃO INTERMEDIÁRIA DE UMA TORRE DE DESTILAÇÃO ATMOSFÉRICA

DIEGO NUNES BOTELHO

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal Fluminense, como requisito parcial para a obtenção do título de Bacharel em Engenheiro Químico.

Orientador: Ana Carla da S. Lomba Sant'ana Coutinho, D.Sc.

Danilo Henrique Biazi

Niterói/ RJ
2015

AVALIAÇÃO HIDRAÚLICA DA SEÇÃO INTERMEDIÁRIA DE UMA TORRE DE DESTILAÇÃO ATMOSFÉRICA

DIEGO NUNES BOTELHO

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal Fluminense, como requisito parcial para a obtenção do título de Bacharel em Engenheiro Químico.

Aprovado por

____

Profª. Drª. Ana Carla da S. Lomba Sant'ana Coutinho– orientadora

____

Eng. de Processamento Pleno – Danilo Henrique Biazi (Petrobras) – orientador

____

Prof. Dr. Jorge Eduardo da Silva Ourique

Aprovada em:

Grau:

Niterói/ RJ

2015

BOTELHO, Diego Nunes.

Avaliação Hidraúlica da Seção Intermediária de uma Torre de Destilação Atmosférica/ Diego Nunes Botelho – Niterói; UFF/TEQ, 2015.

96f.

Trabalho de Conclusão de Curso (graduação em Engenharia Química) – Universidade Federal Fluminense, Escola de Engenharia, 2015.

Orientação: Ana Carla da S. Lomba Sant'ana Coutinho, D.Sc.

Danilo Henrique Biazi

1. Avaliação hidráulica. 2. Internos. 3. Destilação atmosférica. I. Coutinho, Ana Carla (orientadora) II. TEQ/UFF III. Engenharia Química IV. Avaliação Hidráulica da Seção Intermediária de uma Torre de Destilação Atmosférica

À minha avó, Maria, por tudo que ela sempre fez por mim.

AGRADECIMENTOS

À Deus por conceder a oportunidade da reencarnação, e permitir chegar a perfeição pelos meus próprios méritos.

Aos meus pais e minhas irmãs por compartilharem toda essa jornada ao meu lado. Obrigado por todo o suporte, caronas, dinheiro de passagem e xerox. Simplesmente por tudo.

À Talitha por ser o amor da minha vida.A melhor amiga que alguém pode imaginar. Agradeço sempre a Deus por ter a oportunidade de compartilhar essa encarnação com você, e que isso continue pela eternidade. Obrigado por toda a paciência e ajuda nestes longos cinco anos, às vezes, muito longos mesmos.

Ao Biazi que foi fundamental para este trabalho. Obrigado por confiar em mim nessa tarefa. Sou eternamente grato.

À Ana Carla pelas inúmeras dicas e conversas que me ajudou na consolidação do trabalho. Obrigado por ser uma professora maravilhosa.

Aos professores da faculdade que me permitiram amar ainda mais a engenharia química, obrigado por me ensinarem com tanto empenho e competência.

À equipe do CENPES por ter me ensinado tanto nesses 15 meses de estágio. Aprendi muito com vocês.

A todos meus amigos desta e de outras existências.

Ao CEHA como um todo, um segundo lar que eu ganhei na vida.

A UFF por ter sido a extensão da minha casa tantas vezes.

BOTELHO, Diego Nunes. Avaliação Hidráulica da Seção Intermediária de uma Torre de Destilação Atmosférica. Orientadores:Ana Carla da S. Lomba Sant'ana Coutinho e Danilo Henrique Biazi. Niterói, 2015. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação Em Engenharia Química) – Escola de Engenharia, UFF. 96f.

RESUMO

Nas unidades de refino, as paradas não programas podem resultar em grandes perdas financeiras para a empresa. Diante das adversidades, o engenheiro de processos deve estar sempre preparado para investigar, identificar e solucionar um problema de forma rápida e eficiente, reduzindo as perdas financeiras da refinaria. No presente trabalho será feito um estudo para identificar e, posteriormente, propor uma solução de um caso de inundação da seção intermediária de uma coluna de destilação atmosférica (do prato 25 ao 27) identificado através do método *gamma scan*. Foi utilizado o software UniSim Design da Honeywell para o balanço material e de energia para simular e obter as condições da unidade de destilação atmosférica com um total de 30 estágios teóricos, dois *pump arounds*, uma retificadora e um condensador de topo. Para a avaliação hidráulica dos dispositivos de contato (pratos) dessa seção foi empregado o software KG – Tower 5.2 da Koch-Glitsch, utilizando as maiores vazões de vapor e líquido da seção. Os pratos da seção intermediária são furados de dois passes. Também foi utilizada uma metodologia apresentada por Kister. Identificado o problema foi sugerida uma solução utilizando o próprio simulador hidráulico para avaliar a nova proposta, sendo avaliado o prato (valvulado e de um passe) abaixo desta seção que deverá ser modificado.

Palavras-chaves: Avaliação hidráulica, Internos de torres, Destilação atmosférica.

ABSTRACT

In the units of refining, the non-programmed stops may result in great amounts of financial losses for the company.

Face with adversity, the process engineer must always be prepared to investigate, identify and solve a problem in a manner that is efficient and quick, reducing possible financial losses for the company. In this project, a study will be made to identify and, later, to propose a solution to a case of flood in the mid section of atmospheric distillation column (tray 25 until 27), identified thought the method of gamma scan. UniSim Design software, from Honeywell, was used to do the balance of the material and the energy to simulate and obtain the conditions of the atmospheric distillation unit with a total of 30 theoratical stages, two pump arounds, one rectifier and a top condenser. For the hydraulics evaluation of the devices of contact (trays) of this section, the KG – Tower 5.2 software, from Koch-Glitsch, was adopted. It uses the higher flow of vapor and liquid in this section. The trays of the mid section are sieves with two passes. This study also used Kister methodology. When the problem was identified a suggested solution was to use the same hydraulic simulator to evaluate a new proposal, being assesed the tray (valved and one pass) bellow the section that must be modified.

LISTA DE FIGURAS

LISTA DE TABELAS

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A – área mínima de escoamento

ASTM – *American Society for Testing and Materials*

BSW – *Basic sediment and water*

D – diâmetro interno do bocalde escoamento

DC – Downcomer

DL – Diesel Leve

DP – Diesel Pesado

END – Ensaio Não Destrutivo

FCC – *Fluid Catalytic Cracking*

GLP – Gás Liquefeito de Petróleo

NBP – *Normal Boiling Point*

NL – Nafta Leve

NP – Nafta Pesada

PEV – Ponto de Ebulição Verdadeiro

Q – Vazão

RAT – Resíduo Atmosférico

RCI – Reciclo Circulante Inferior

RCS – Reciclo Circulante Superior

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO

As refinarias são unidades de processos onde a função básica é a de decomposição do petróleo em diferentes subprodutos, sendo o processo mais importante à destilação. Esse processamento é realizado de forma contínua, cujas paradas não programas podem resultar em grandes perdas financeiras para as empresas de refino de petróleo. No entanto, com o uso contínuo dos diversos equipamentos,podem-se notar problemas operacionais bastante comuns no dia adia das plantas de processos. Como as unidades de destilação são suscetíveis às limitações da capacidade da planta ou da qualidade do produto, a correção do eventual problema é extremamente importante. Diante a essas adversidades, o engenheiro de processos, certamente, deve estar preparado para lidar com problemas de *Troubleshooting*[1] nas unidades de refino (HASBROUCK *et. al.*, 1993).

O conceito de *Troubleshooting* sugere a investigação sistemática, a identificação e a solução de um problema, e é uma peça muito importante para otimizar a operação e, consequentemente, maximizar os lucros da refinaria. O *Troubleshooting*é imprescindível para desenvolver e manter sistemas complexos cujos sintomas de um problema podem ter diversas causas (HASBROUCK*et. al.*, 1993).

No caso da refinaria em questão, o mau funcionamento da torre de destilação está relacionado com um problema de inundação da seção intermediária (do prato 25 ao 27), estando localizada abaixo do prato de retirada de querosene. Essa inundação é definida como o acúmulo excessivo de líquido dentro da torre. E foi observada em um escaneamento pedido pela refinaria. Este procedimento é feito utilizando o método deescaneamento*Gamma scan*, que gera um perfil de densidades unidimensionais da torre que pode ser empregado para solucionar problemas, e para avaliar a integridade dos internos e as condições da torre (HARAGUCHI, 2013).

Neste trabalho, a proposta é verificar a possível causa da inundação utilizando ferramentas computacionais, como o simulador de processosUniSim Design da *Honeywell* e o simulador hidráulicoKG-Tower 5.2 da *Koch-glitsch*; além de metodologias apresentadas em manuais de projetos.

[1] Troubleshooting é a ação de buscar erros para investigação, identificação e correção ou eliminação de um problema.

Os simuladores de processos têm um papel muito importantena resolução de problemas referentes à indústria do petróleo. O uso deles permite que a simulação de processos seja feita em um ambiente virtual, a partir de modelos matemáticos mais rápidos e precisos, proporcionando melhor compreensão do funcionamento, redução do tempode identificação de alguma falha, auxiliando na otimização de processos, nos estudos de sensibilidade e dando oportunidade de estudar possíveis ampliações das unidades(HAMID, 2007).

Os simuladores hidráulicos também são ferramentas muito importantes para o engenheiro de processos. Eles são um recurso a mais no projeto e na avaliação dos dispositivos de contato (Prato ou Recheio). Sendo o projeto desses dispositivos essenciais, pois são neles queocorre o contato efetivo entre as fases líquido e vapor, a fim de promover a separação desejada. No caso desse trabalho será utilizado um simulador fornecido gratuitamente pela *Koch-glitsch*.

1.1. OBJETIVO DO TRABALHO

Este trabalho tem como objetivo identificar e, posteriormente, propor uma solução para o problema de inundação da seção intermediária de uma torre de destilação atmosférica que é alimentada com uma carga diária de 11.000 m^3.Esta carga é composta de dois tipos de petróleos: petróleo A e petróleo B. Para avaliar a seção intermediária (do prato 25 ao 27), que se encontra abaixo da retirada de querosene, foram utilizados um software de simulação de processos, que vai fornecer dados de processos para avaliação dos pratos desta seção; um software de simulação hidráulica dos pratos; e a metodologia proposta por Kister para a avaliação da transição do prato de dois passos para um prato de um passe.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. A REFINARIA

Uma refinaria tem como função básica de transformar o petróleo bruto em diferentes subprodutos, como a gasolina e o diesel, que são essenciais no dia-a-dia da população. O petróleo em seu estado primário não pode ser aproveitado de maneira prática para outros fins que não o de fornecimento de energia via combustão. Portanto, ele é enviado para a refinaria que, após processá-lo, agregará maior valor ao produto.

O processamento de petróleo nas refinarias inicia-se pela destilação das diferentes frações de derivados através de processos físico-químicos. Segundo Brasil e colaboradores (2011) uma refinaria de petróleo, ao ser planejada e construída, pode ser classificada em três grupos, de acordo com o seu objetivo básico: produção de combustíveis, produção de óleos básicos lubrificantes e parafinas e produção de matérias-primas para indústrias petroquímicas de primeira geração.

i. Combustíveis (GLP, gasolina, querosene de avião, óleo diesel, óleo combustível e cimento asfáltico de petróleo) que representam a maioria dos produtos nas refinarias;
ii. Produção de óleos lubrificantes e parafinas que possuem maior valor agregado que os combustíveis, porém tem menor demanda;
iii. Intermediários da indústria química (nafta, etano, propano, etileno, butano, propileno, buteno, butadieno, benzeno) que são utilizados como insumos básicos petroquímicos.

Uma refinaria não é uma unidade independente. Ela está sujeita a diversas restrições que condicionam suas decisões operacionais. Esse parque de refino está sujeito às características físico-químicas da carga processada, da disponibilidade e qualidade dos campos produtores, da logística de recebimento (oleodutos, transporte marítimo, etc), e também, do ponto de vista da venda dos produtos do refino (BRASIL *et. al.*, 2011).

No Brasil, o processamento de petróleo ocorre normalmente através de um *blending*, que é uma mistura de óleos de diferentes °API[2], visto que as refinarias brasileiras foram projetadas para processar óleos mais leves que os encontrados nos sistemas petrolíferos brasileiros (CARDOSO, 2005).

Devida à complexidade dos processos de refino que se encontra em uma refinaria de petróleo, os mesmos podem ser classificados em três grupos de acordo com o tipo de transformação que agregam à corrente de entrada: Processos de separação, de conversão e de tratamento. Segundo Farah (2012) esses três grupos podem ser definidos como:

i. Processos de separação – quando os constituintes existentes na carga do processo são separados de acordo com alguma propriedade física que os caracterize, tal como ponto de ebulição, solubilidade, ponto de fusão e outros. Nesses processos não ocorre transformação química dos constituintes da carga.
ii. Processos de conversão – quando os hidrocarbonetos constituintes da carga são transformados em outros hidrocarbonetos por processos químicos, catalíticos ou não.
iii. Processos de tratamento – quando o objetivo é a remoção ou transformação dos contaminantes da carga empregando-se processos químicos ou físicos. O objetivo desses processos não é a alteração física ou química do hidrocarboneto, contudo, no processo de hidrotratamento pode ocorrer conversão de hidrocarbonetos em pequena escala.

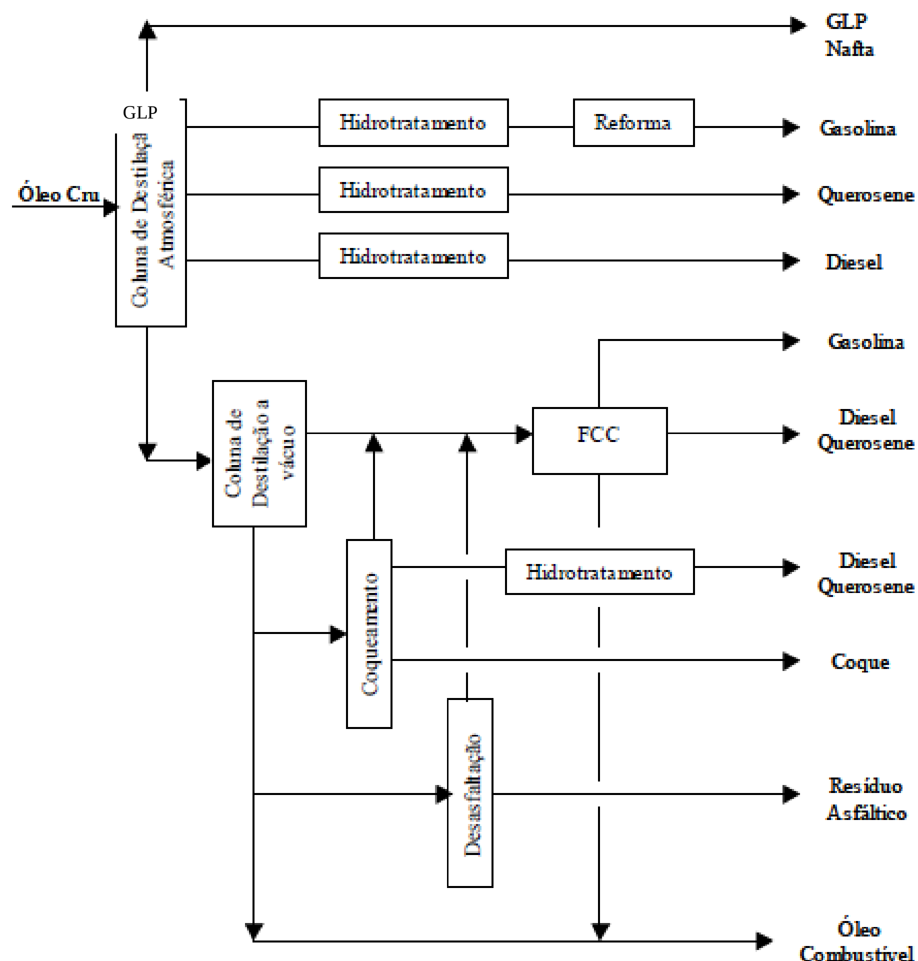
A Figura 2.1 apresenta uma esquematização básica, exemplificando uma refinaria de petróleo e as suas unidades de processo.

---

[2] °API é uma alternativa para a representação da densidade numa faixa ampliada de valores. Em que densidade é a relação entre a massa específica a uma dada temperatura e a massa específica de um padrão a uma temperatura de referência. O grau API é determinado pela equação:

$$°API = \frac{141,5}{d15,6/15,6} - 131,5$$

Onde: $d_{15,6/15,6}$ – densidade relativa do petróleo a 15,6°C referido á água a 15,6 °C.



Fonte: YAMANISHI, 2007.

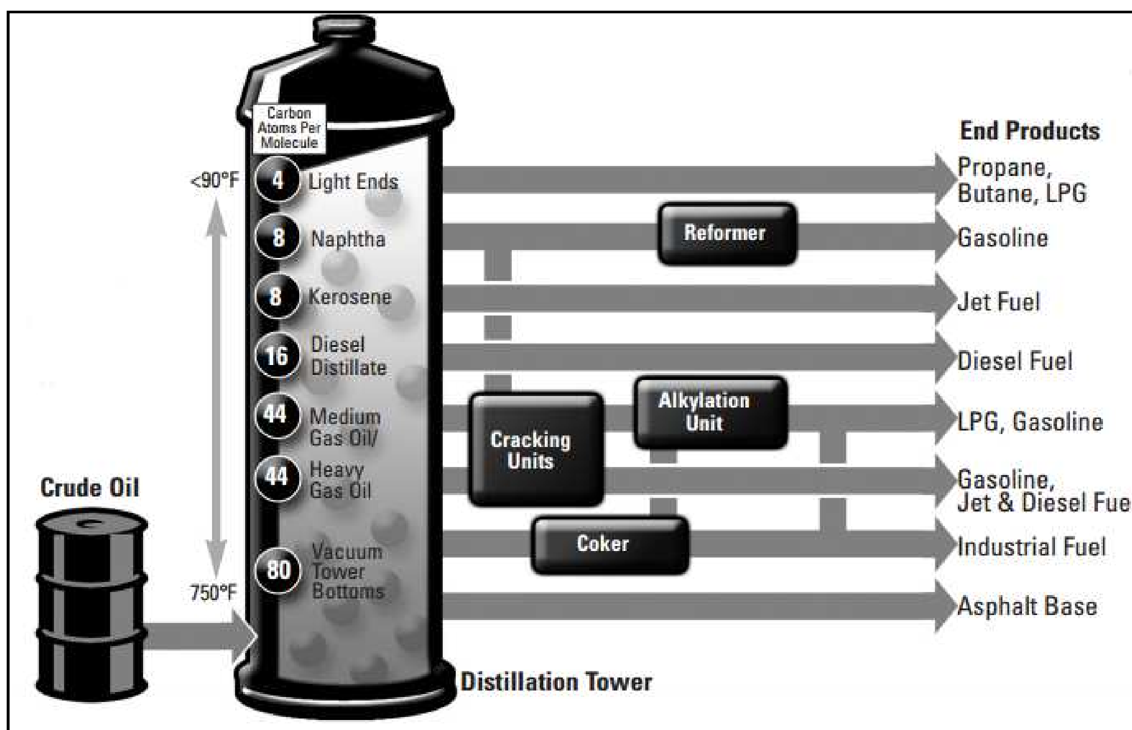
Figura 2.1 – Esquema básico de uma refinaria de petróleo.

2.2. DESTILAÇÃO

A destilação é um processo físico que separa os constituintes do petróleo de acordo com as suas volatilidades e, além disso, as propriedades físicas dos componentes não são modificadas, pois não há reações químicas, embora, indesejavelmente possa ocorrer craqueamento térmico das frações mais pesadas, devidos as elevadas temperaturas de operação. Por ser extremamente versátil, a destilação é usada em larga escala em toda a indústria química. Na refinaria, a unidade de destilação é a primeira etapa do processamento do petróleo bruto, o qual é separado em “cortes” ou “frações”, misturas complexas de componentes (Figura 2.2). Esses cortes de petróleo obtidos precisam passar por processos de conversão química para gerar os produtos finais

desejados ou por processos de tratamento para estar dentro dos requisitos de qualidade (BRASIL*et. al.*, 2011).

A capacidade de processamento depende do projeto da unidade de separação e do esquema previsto de refino, uma Unidade de Destilação de Petróleo pode apresentar várias etapas de fracionamento do petróleo, ou seja, várias colunas de destilação.



Fonte: *A simple Guide to Oil Refining*, ExxonMobil, 2015.

Figura 2.2 – Frações básicas de refinação e suas aplicações em produtos de petróleo.

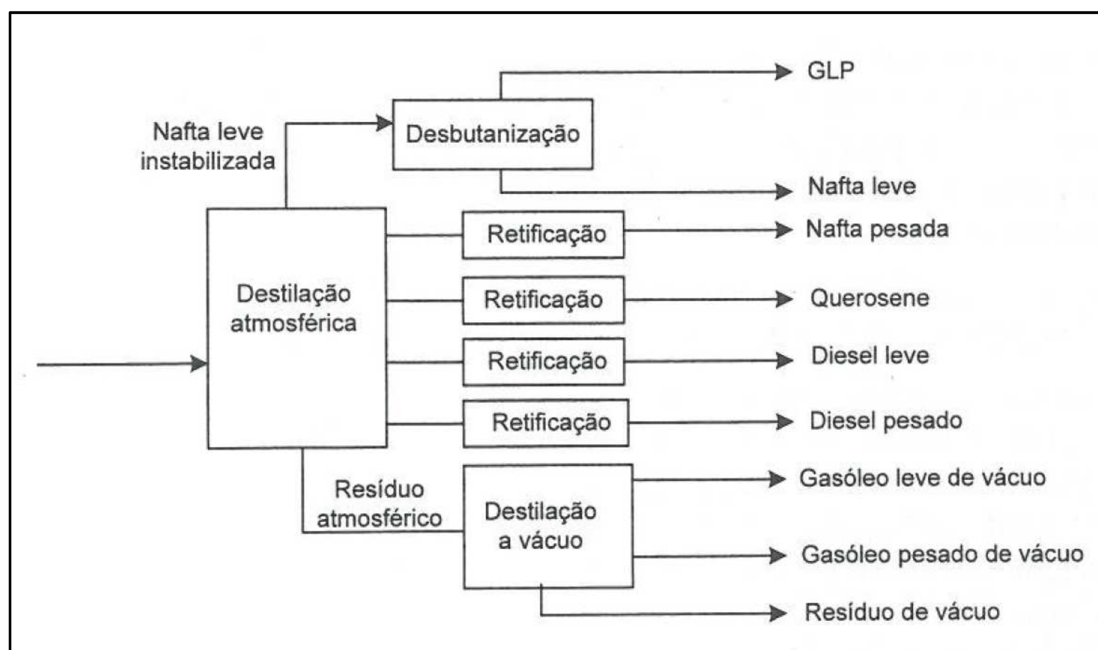
Dentro da unidade de destilação pode-se observar o uso de diversas operações unitárias que englobam várias operações individuais de destilação, assim como empregar diversos equipamentos (bombas, fornos, trocadores de calor, etc), que, analisados integralmente como um sistema, fracionam uma carga em diversas correntes de saída. Os dois tipos mais comuns de unidades de destilação encontrados nas refinarias são:

- Unidade de destilação atmosférica: fraciona o petróleo em correntes de GLP (Gás Liquefeito de Petróleo), naftas, querosene, gasóleos

atmosféricos e resíduo atmosférico (RAT). Estas correntes, na maioria das vezes, necessitam passar por processos de conversão e de tratamento.

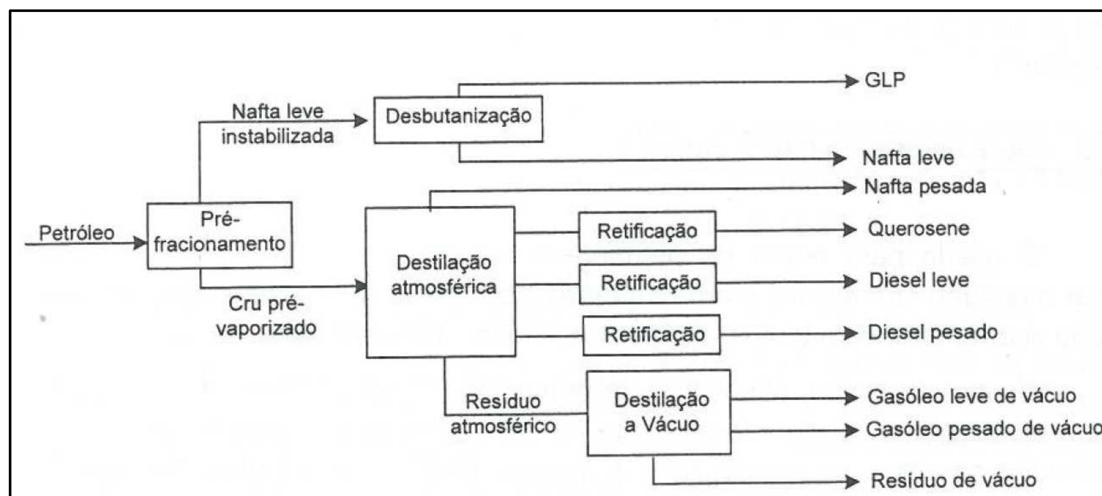
- Unidade de destilação a vácuo: fraciona o resíduo atmosférico (RAT) em correntes de gasóleos de vácuo e resíduos de vácuo. Esses produtos seguem, posteriormente, para outras unidades de processo da refinaria (BRASIL*et. al.*, 2011).

As maiorias das unidades de destilação possuem configurações que contemplam ambas as unidades descritas. Embora existam algumas plantas que, devido às características do petróleo processado, possuam apenas uma das unidades. No entanto, o esquema mais usual encontrado nas refinarias é em relação à presença ou não de uma torre de pré-fracionamento, que estão apresentados nas Figuras 2.3 e 2.4.



Fonte: BRASIL *et. al.*, 2011.

Figura 2.3 – Esquema de destilação sem pré-fracionamento.



Fonte: BRASIL *et. al.*, 2011.

Figura 2.4 – Esquema de destilação com pré-fracionamento.

2.2.1. Destilação Atmosférica

A principal torre da unidade de destilação é a torre de destilação atmosférica, e é nela que se retira a maior parte dos produtos. A Figura 2.5 esquematiza uma unidade de destilação atmosférica.

Fonte: Abimtech Generation, 2014

Figura 2.5 – Fluxograma de uma unidade de destilação atmosférica.

Após o processo de dessalgação, o petróleo é submetido a uma rede de trocadores de calor para pré-aquecimento antes de alimentar o forno e posteriormente, a torre de destilação atmosférica. Caso a unidade possua uma torre de pré-fracionamento ou pré-*flash*, que opera a uma pressão ligeiramente acima da pressão atmosférica, ocorrerá àseparação de gás combustível, de GLP (gás liquefeito de petróleo) e de nafta leve, que constituem a parte leve do petróleo no topo da mesma. Já o produto de fundo da torre depré-*flash*, denominado de pré-vaporizado é aquecido novamente por uma rede de trocadores de calor e é encaminhado aos fornos de carga da torre atmosférica. Em seguida a esse aquecimento, o mesmo segue para a torre de destilação atmosférica (BRASIL*et. al.*, 2011).

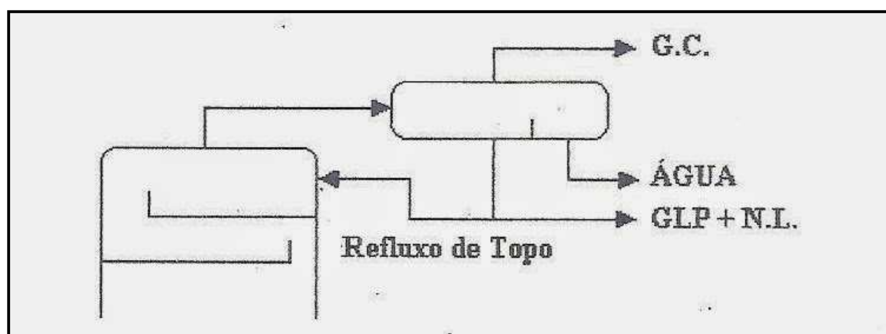
A alimentação da coluna atmosférica, em processos de destilação de petróleo, é aquecida a temperaturas em torno de 340 - 370 °C. Sendo que a maior temperatura possível para a carga da torre é em torno de 377 º C. Acima dessa temperatura, o petróleo começa a sofrer degradação térmica, o que leva a formação de coque. Este se deposita em tubulações e na coluna, o que pode causar alguma falha no funcionamento da unidade(NELSON, 1969).

Geralmente, uma parte da corrente de alimentação é vaporizada pelo forno. A vaporização a mais da carga alimentada na coluna de destilação é denominada de sobrevaporizado (*overflash*). Segundo Bagajewicz (1997), o sobrevaporizado é definido como a razão entra a vazão volumétrica proveniente do primeiro estágio acima de zona de expansão e a vazão de alimentação da coluna atmosférica.

A torre de destilação atmosférica pode conter de 30 a 50 pratos, segundo Brasil e colaboradores (2011), e é dividida em duas seções: de esgotamento e de retificação. A seção de retificação encontra-se acima da alimentação, enquanto que a seção de esgotamento se encontra abaixo. A corrente de alimentação parcialmente vaporizada entra na zona de expansão, onde ocorre a separação de líquido e vapor. O fluxo de líquido desce abaixo da zona de expansão e entra em contato com o fluxo de vapor do fundo da coluna. Para conseguir remover os compostos mais leves do resíduo atmosférico é injetado vapor d’água no fundo da torre, para diminuir a pressão parcial dos vapores de hidrocarbonetos, com o propósito de incorporar os componentes mais leves ao fluxo de vapor.

Como a pressão parcial dos hidrocarbonetos na mistura é reduzida quando se introduz o vapor de água, a pressão de saturação também é reduzida para obter uma composição fixa dos hidrocarbonetos na fase líquida, consequentemente, a temperatura de vaporização também diminui. Portanto, pode-se observar que a presença de vapor d'água reduz a pressão parcial dos hidrocarbonetos, reduzindo a temperatura de vaporização da mistura. A energia de vaporização é obtida, não do vapor de água, mas do líquido a ser vaporizado (fluxo de líquido que desce abaixo da zona de expansão). Por isso, a temperatura nos estágios abaixo da zona de expansão diminui ao longo da seção de esgotamento (KISTER, 1992).

As torres atmosféricas operam com condensador de topo, o qual objetivo é promover a condensação do vapor de topo e, posteriormente a esta etapa, o condensado é enviado para um vaso separador, que irá separar a nafta (produto de topo) e a água. Parte da nafta separada retorna para a coluna como refluxo interno (ou de topo), como pode ser vista na Figura 2.6. Além disso, utilizam-se *pump around* (refluxo circulante) nas laterais das colunas, o qual consiste na retirada e no resfriamento de uma corrente líquida que irá retornar em estágios acima da retirada.

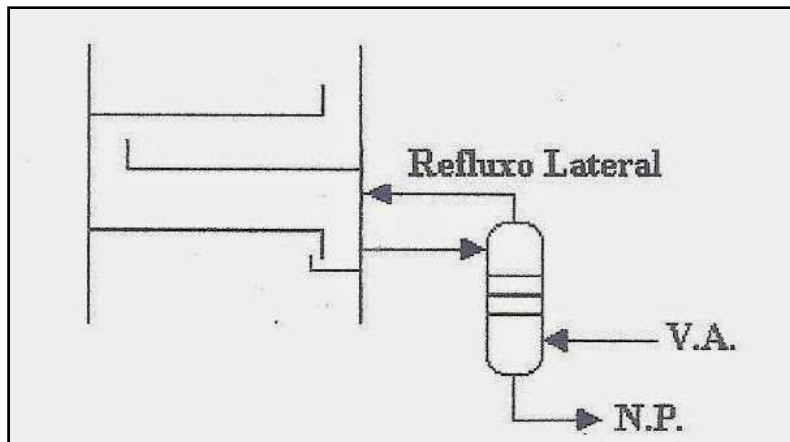


Fonte: Foust (1960).

Figura 2.6 – Representação esquemática de um refluxo de topo.

Segundo Perry e Green (2008), para um maior controle do ponto inicial de ebulição da fração fracionada, as correntes laterais são enviadas para colunas de retificação (*stripping*) (Figura 2.7). Nelas os componentes mais leves das correntes laterais são removidos através da injeção de vapor d'água pelo fundo dessa coluna e retornam a coluna principal em estágios acima do que foram retirados. É na coluna

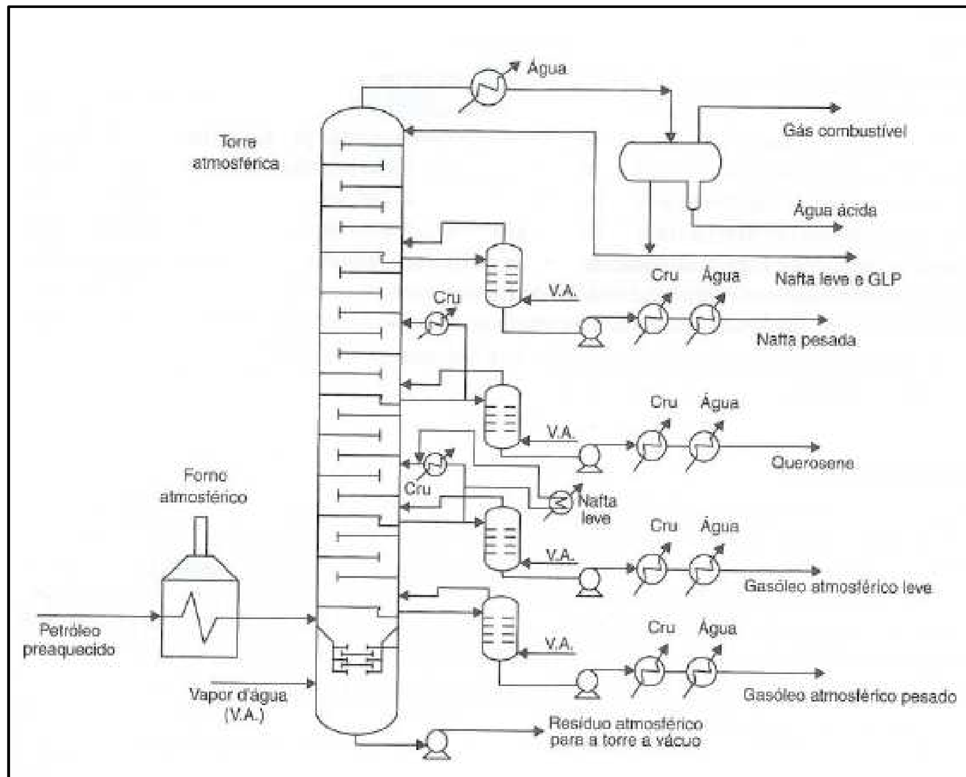
retificadora que se ajusta o produto removido até o ponto inicial de ebulição desejado, garantindo a qualidade do produto.



Fonte: Foust (1960).

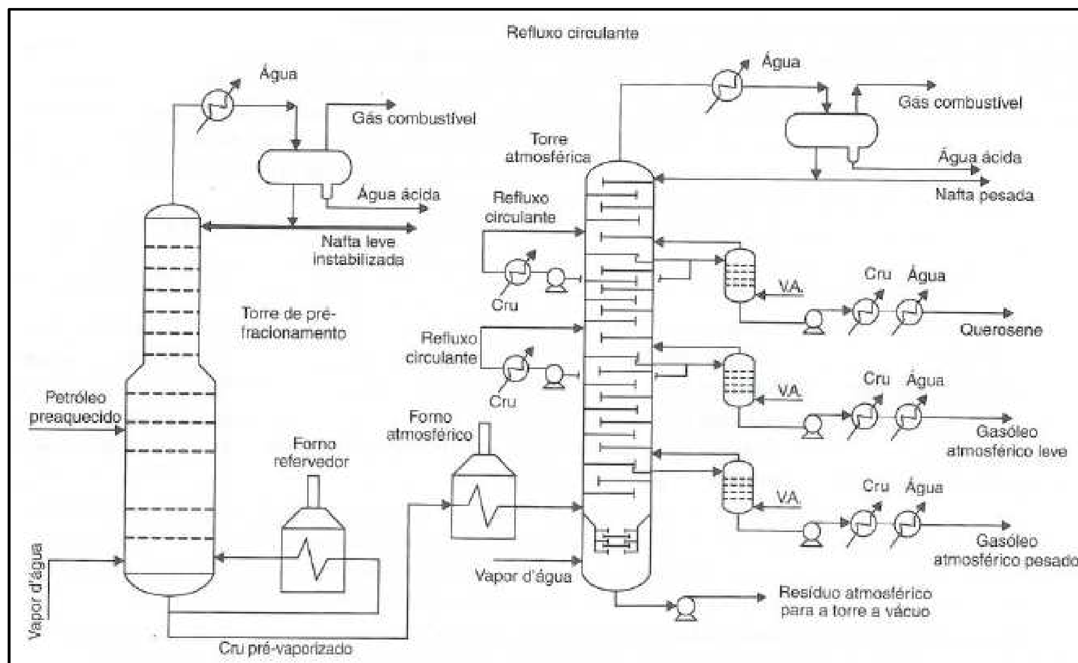
Figura 2.7 – Representação esquemática da coluna de retificação.

Já o uso de refervedor nas torres de destilação atmosférica não é aconselhável, visto que os estágios da seção de esgotamento podem alcançar altas temperaturas, podendo ocorrer craqueamento térmico e, com isso, a formação de coque. As Figuras 2.8 e 2.9 esquematizam uma coluna de destilação atmosférica sem pré-fracionamento e com pré-fracionamento, respectivamente.



Fonte: Brasil *et. al.*, 2011.

Figura 2.8 – Representação esquemática de uma coluna de destilação atmosférica sem pré-fracionamento.



Fonte: Brasil *et. al.*, 2011.

Figura 2.9 – Representação esquemática de uma coluna de destilação atmosférica compré-fracionamento.

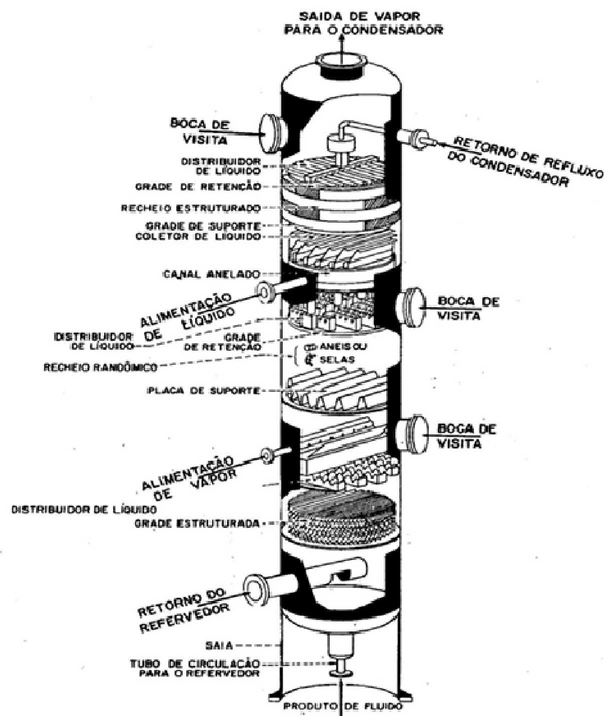
2.3. INTERNOS DE TORRE

O projeto de colunas de destilação é executado de acordo com o número de estágios de equilíbrio, que são determinados através dos princípios de termodinâmica e/ou transferência de massa.O que determina a eficiência dos estágios de equilíbrio nas torres de separação é o contato efetivo entre as correntes das fases líquida e vapor, promovido por dispositivos internos tais como pratos ou recheios, segundo Rajagopal (*apud*BAHIA*et. al.*, p. 36, 2012).

Todos os dispositivos que se encontram no interior das torres de destilação e que são responsáveis pelo bom funcionamento das mesmas são conhecidos como internos de torres. Os mesmos estão distribuídos ao longo da coluna de destilação, que pode ser dividida em três seções distintas: topo, intermediária e de fundo, como pode ser vista na Figura 2.10. A primeira é por onde saem os produtos leves, e se encontram os bocais de saída de vapor, bocal de entrada de refluxo, distribuidores, *demisters*[3], entre outros. A seção intermediária é por onde se é alimentadaà carga e, em vários casos, sãoretirados produtos intermediários e refluxos, e onde se encontram os bocais de entrada de carga e seu distribuidor, bocais de retiradas intermediárias, panela de retirada parcial ou total, etc. E por último, a seção de fundo onde saem os produtos pesados e apresentam os bocais de saída para os refervedores e osde retorno, bocais de saída de fundo, de entrada de vapor, entre outros (CALDAS *et. al.*, 2007).

A Figura 2.10 apresenta uma torre de destilação e seus internos:

[3]*Demister* é um conjunto de telas que aumenta a eficiência de separação, porque retém o líquido arrastado pelo fluxo de gás, em formas de finas gotas, arraste este devido ao contato entre a fase líquida e a fase gasosa dos processos, garantindo que o gás sai do equipamento isento de líquido.

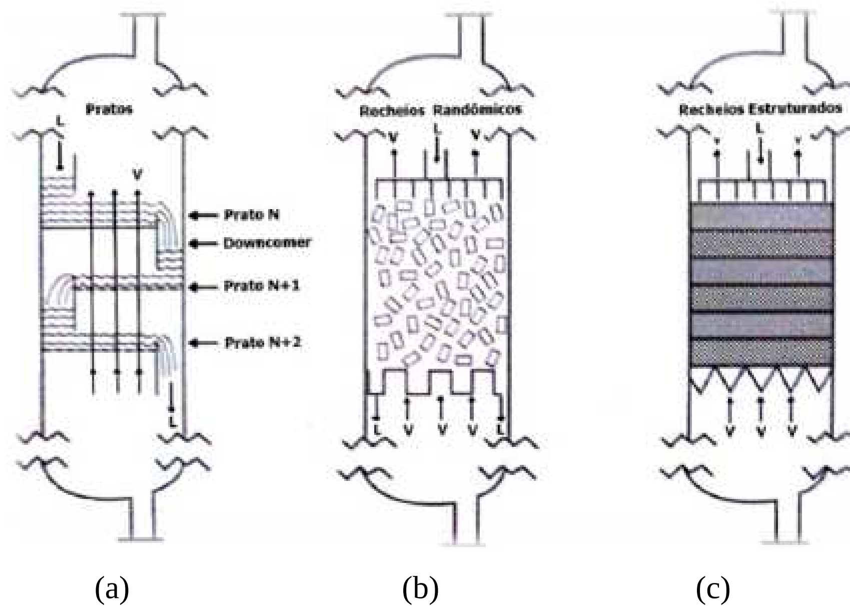




Fonte: Integridade Física de Equipamentos (INFED), 2014.

Figura 2.10 – Internos de torres.

Os internos mais importantes nas diferentes torres de destilação são os sistemas de contato líquido-vapor usados para promover de maneira mais eficiente a transferência de calor, massa e momento entre fases, tendo como fator limitante o equilíbrio químico ou físico. Esses dispositivos podem serdivididos em dois principais tipos de internos: Pratos ou Recheios (Figura 2.11).



(a) (b) (c)

Fonte: CALDAS *et. al*., 2007

Figura 2.11 – Principais tipos de torres de contato; a) Pratos; b) Recheios Randômicos; e c) Recheios Estruturados.

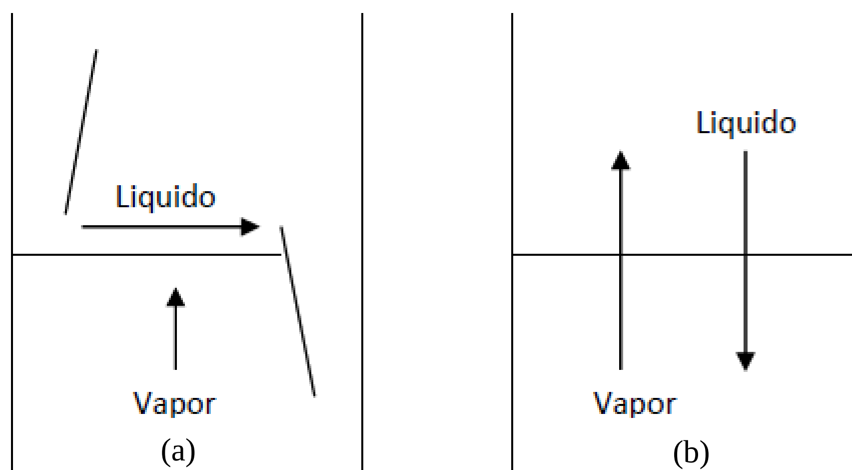
Os pratos e recheios podem ser classificados em duas categorias:

i. Quanto ao modo de fluxo das correntes (Figura 2.12):

- Fluxo cruzado (Pratos com *downcomers*) – Figura 2.12a
- Contracorrente (Pratos sem *downcomers* e Recheios) – Figura 2.12b

ii. Quanto à fase contínua:

- Gás (Recheios);
- Líquido (Pratos).



Fonte: CALDAS *et. al*., 2007.

Figura 2.12- Tipos de pratos: a) corrente cruzada e b) contra-corrente.

Segundo apresentado por Caldas *et. al*. (2007, p.31) “as principais diferenças de desempenho entre as torres de pratos e de recheios estão ligadas ao comportamento hidrodinâmico das fases nestas torres”.

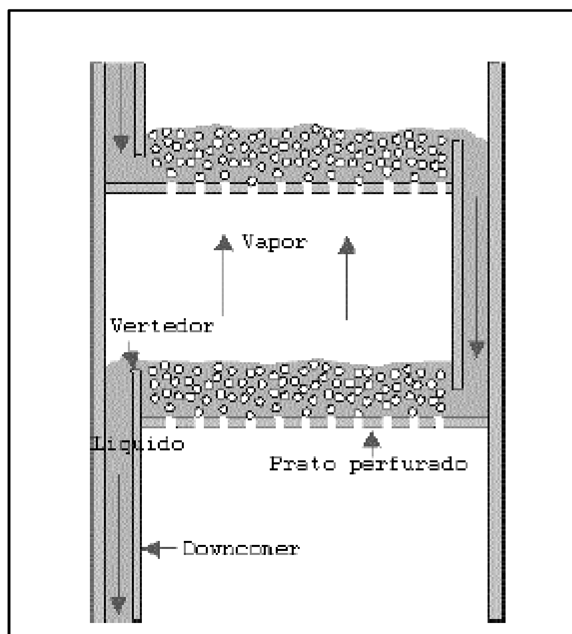
2.3.1. Pratos

Pratos são dispositivos utilizados para o contato líquido-vapor e são disponibilizados no interior das torres de destilação desde o início do século XIX. Naquela época o tipo de prato utilizado era o com borbulhadores e pouco se conhecia sobre este assunto, fazendo com que os métodos de cálculo fossem pouco precisos, o que gerava colunas maldimensionadas, e com isso, gastos e prejuízos. No entanto, com o desenvolvimento de novos métodos mais confiáveis para outros tipos de dispositivos, o encarecimento do material, da mão-de-obra, da energia e o surgimento de especificações mais rígidas fizeram com que os pratos, na maioria dos casos, fossem substituídos por recheios devido à maior eficiência, maior capacidade e menor perda de carga (CALDAS *et. al*., 2007).

A partir da década de 1960 os pratos com borbulhadores começaram a ser substituído em vários casospor pratos perfurados e pratos valvulados, que se tornaram os mais empregados na indústria.

No interior da torre são montadas as bandejas em número variado e com um espaçamento previamente determinado, de acordo com a função de cada torre.

A transferência de massa em umabandeja acontece através do vapor borbulhado no meio do líquidona superfície do prato, promovendo o arraste pelo líquido de substâncias mais pesadas que se condensam. Esse contato inicia-se quando o líquido chega ao prato através do *downcomer*, espécie de chapa ou tubo junto ao costado da torre que conduz o líquido da bandeja superior para a bandeja inferior. O líquido ao chegar ao prato encontra com o vapor que está passando através dos furos, válvulas ou borbulhadores existentes na bandeja, gerando uma espuma. No *downcomer*, a espuma formada será desfeita e somente líquido desaerado será passado ao prato inferior, enquanto que o vapor continua para o prato superior livre de líquido (figura 2.13). Em torres sem *downcomers*, os pratos são geralmente planos e contêm furos através dos quais passam o líquido e o vapor de forma intermitente e em contracorrente. O grau de contato entre as fases é reduzido, mas, em compensação sua construção é simples e de baixo custo (CALDAS *et. al.*,2007).



Fonte: VAPOR LIQUID EQUILIBRIA (*apud* ALVARES e SOUZA, 2013, p. 17)

Figura 2.13 – Ilustração de uma coluna com *downcomer*.

Moura (*apud* CALDAS*et. al.*, 2007) levantou informações sobre os tipos de pratos e os classificou em dois grupos, segundo a tabela 2.1:

Tabela 2.1 – Classificação dos tipos de pratos de uma coluna.

Pratos com *Downcomers*			**Pratos sem *Downcomer***
Valvulados	Perfurados	Borbulhadores	
Flexitrays *Ballast* *Nutter*	*Sieve Tray* *Jet Tray*	*Bell-cap* *Tunnel-cap* *Uniflux* *Montz*	*Turbogrid* Perfurados *Ripple* (Ondulados) *Kittel*

Fonte: Adaptado Caldas *et. al.*, 2007.

2.3.2. Recheios

Segundo Fair (*apud* CALDAS*et. al.*, 2007, p. 30) as primeiras referências da utilização de recheios como dispositivos de contato foram em 1820, quando bolas de vidro com 25 mm de diâmetro eram usadas em alambiques de álcool. No entanto, somente em 1847 foi-se patenteada uma coluna de destilação recheada com coque. Ainda no mesmo século obteve-se sucesso com o emprego de recheios em formas esféricas, porém, visando à redução de custos passou-se a usar formas não uniformes.

Contudo, descobriu-se uma má distribuição do líquido quando se usava formas não uniformes como recheio. Essa má distribuição era principalmente preocupante nas torres de maior diâmetro. Com o grande avanço de novas tecnologias desenvolvidas por empresas como Koch-Glitsch e Sulzera partir da década de 1950, as refinarias passaram substituir as seções com pratos por leitos recheados, a fim de obter maiores rendimentos.

O uso de recheios promove uma maior área de contato líquido-vapor, melhorando a separação. Nas colunas recheadas, a dispersão da fase líquida ocorre no topo através do auxílio de um distribuidor de líquido, escoando na forma de um filme líquido na superfície dos elementos de recheio. Cada seção da torre é preenchida com estes elementos, formando um leito poroso através do qual o líquido e o gás escoam em contracorrente.“O recheio cumpre a função de sustentar o filme da fase líquida da mesma forma que permite um adequado contato entre as fases”, segundo Caldas*et. al.*(2007, p. 42).

Segundo Kister(1992), os recheios podem ser divididos em duas principais classes:

i. Randômicos – são recheios com geometria específica, das mais simples até as mais complexas, como as em forma de selas, anéis lisos ou recortados. O recheio é colocado de forma aleatória até que a seção esteja cheia. Podem ser encontrados em materiais metálicos ou não-metálicos, inclusive cerâmicos.

ii. Estruturados – são recheios colocados na torre de uma forma ordenada ou arrumada. São formados de estruturas de chapas, às vezes corrugadas e perfuradas, dobradas e montadas, encaixadas em diferentes geometrias complexas. Podem ser encontrados em materiais metálicos ou não-metálicos. Em geral, possuem maior eficiência que os recheios randômicos.

As Figuras 2.14 e 2.15 representam, respectivamente, os recheios randômicos eos estruturados.



Fonte: *rvt* ProcessEquipment GMBH, 2014

Figura 2.14–Elementos dos recheios randômicos.



Fonte: *rvt ProcessEquipment* GMBH, 2013.

Figura 2.15 – Recheios estruturados.

2.4. *TROUBLESHOOTING*

A necessidade de resolver um problemaé comum no dia a dia do engenheiro de processos. O *troubleshooting* é de extrema importância no desenvolvimento e na manuntenção dos sistemas das unidades de processo. Segundo Lutz (2015, p. 181)a prática da“solução de problemasdescreve ométodo de investigaçãousado para identificarde forma lógica esistemáticaa causaprimária do problemae determinaras ações corretivas necessárias”.

Existem vários casos de mau funcionamento de colunas de separação na literatura. A Tabela 2.2 apresenta um resumo dos fatores que mais causam disturbios no funcionamento de uma coluna.

Tabela 2.2 – Principais causas de mau funcionamento de uma coluna.

Causa	Número de Casos	Indústrias de Refino	Indústrias Químicas
Entupimento, coqueamento	121	68	32
Problemas no fundo da torre	13	51	22
Danos em internos de torres	84	35	33
Incidentes de operação anormal (partidas, paradas)	84	35	31
Contratempos de montagem	75	23	16
Distribuidores de líquido em recheios	74	18	40
Retiradas laterais	68	50	10
Má medições	64	31	9
Refervedores	62	28	13
Explosões químicas	53	11	34
Espuma	51	19	11
Simulação	47	13	28
Vazamentos	41	13	19
Dificuldades de controle da composição	33	11	17
Condensadores que não funcionam	31	14	13
Conjunto de controles	29	7	14
Controles de pressão e do condensador	29	18	3
Alívio de pressão	24	10	7
Entrada da alimentação nos pratos da torre	18	11	3
Fogo (sem explosão)	18	11	3
Produtos químicos liberados na atmosfera	17	6	10
Problemas de subresfriamento	16	8	5
Baixas vazões de líquido nos pratos	14	6	2
Controles do refervedor e do pré-aquecedor	14	6	-
Arraste de Líquido	13	3	9
Problemas de integração energética	13	5	2
Baixa eficiência dos recheios (excluir má distribuição/suporte/*hold-down*)	12	4	3
Problemas no *layouts* dos pratos	12	5	2
Gotejamento em pratos	11	6	1
Suporte de recheios e os recheios	11	4	2

Fonte: Adaptado Kister, 1990.

Segundo Kister(1990), os casos apresentados na tabela compõem de uma amostra representativa dos casos obtidos na literaturae, portanto, possui uma estatística bastante significativa. A tabela atua como um guia bastante útil, ajudando a facilitar na identificação da possível causa do mau funcionamento da coluna; e pode direcionar a solução do problema para as áreas mais problemáticas.

2.5. PROBLEMAS OPERACIONAIS EM TORRES DE DESTILAÇÃO

Todos os dispositivos de contato líquido-vapor possuem limites bem definidos de capacidade, tanto máxima quanto mínima, de líquido e vapor em que operam satisfatoriamente, para um determinado diâmetro de torre. Quando um ou ambos os limites são ultrapassados, fatalmente surgirão problemas hidráulicos que irão comprometer a operação eficiente de cada dispositivo. Por isto, todo dispositivo de contato líquido-vapor em uma coluna de destilação possui uma região de operação satisfatória, fora da qual o seu funcionamento é deficiente (KISTER, 1990).

Segundo Caldas*et. al.* (2007), em uma operação estável, à medida que um líquido flui através do prato e entra em contato com o vapor que passa através dele, três regiões poderão ser formadas.

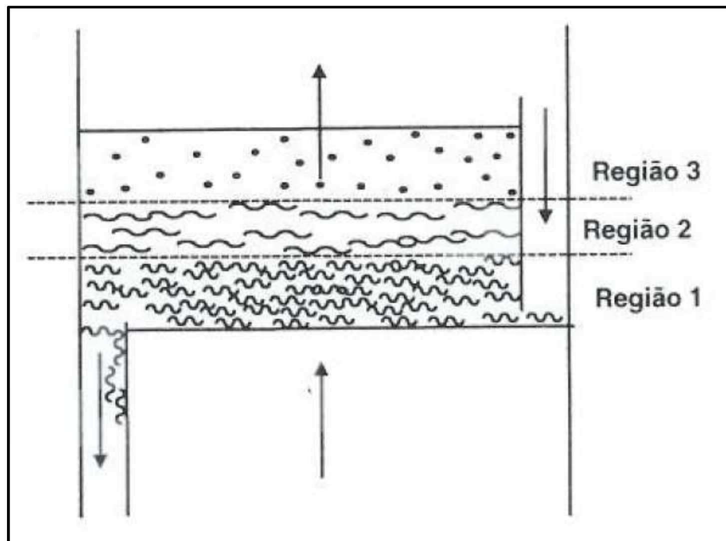
A Tabela 2.3 ilustra as três regiões formadas:

Tabela 2.3 – Três regiões formadas entre duas bandejas de contato líquido-vapor.

Zona 1	Zona 2	Zona 3
Constitui-se de uma espuma com altura variável e representa a maior parte do fluido que passa pelo vertedor de saída. É nesta região onde se dá a troca de massa e calor mais intensa.	É uma região de grandes gotas, cuja maioria coalesce e retorna ao prato.	Contém pequenas gotas que, geralmente, são arrastadas para o prato de cima, juntando-se ao líquido, retornando ao prato de origem. Este arraste provocará uma perda na eficiência da torre.

Fonte: Adaptado Caldas *et. al.*, 2007.

A Figura 2.16 ilustra essas três zonas.



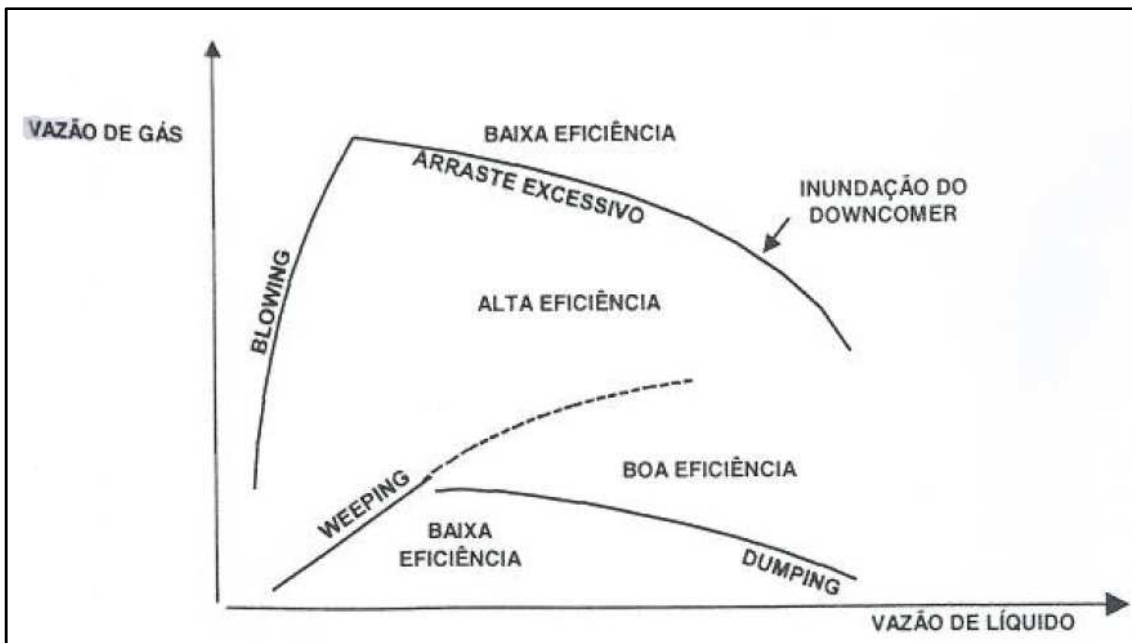
Fonte: CALDAS *et. al.*, 2007.

Figura 2.16 – Representação esquemática do funcionamento e uma torre de pratos.

Segundo Kister (1992), os diferentes fenômenos que podem ocorrer em um prato e que prejudicam o seu funcionamento são:

i. Vazamento (*Weeping*)– passagem de líquido através dos furos ou chaminés de borbulhadores de um prato para o inferior. Quando o vazamento é elevado, provocando uma forte queda na eficiência do processo, o fenômeno é chamado de *Dumping*.
ii. Inundação – é a situação que a altura do líquido aerado dentro do vertedor atinge o prato superior. Isto pode ser provocado por altas perdas de carga no prato ou tempos de residência insuficientes nas calhas dos vertedores para a separação do vapor arrastado junto com a espuma.
iii. Arraste excessivo – é caracterizado pelo arraste mecânico de gotas de líquido para o prato superior pela corrente de vapor em alta vazão.
iv. *Blowing* (sopro) – pode ocorrer por baixas vazões de líquido e por altas velocidades de vapor. As gotículas formadas são pequenas demais para haver a coalescência e o arraste torna-se inevitável.

A Figura 2.17 ilustra esquematicamente a região de operação satisfatória de um dado tipo de prato.



Fonte: Caldas *et. al.*, 2007.

Figura 2.17 – Região de operação satisfatória de um prato.

2.5.1. Inundação em Pratos

Dos fenômenos citados anterior que melhor caracterizam a região de operação de um prato, a inundação é de extrema importância por provocar outros problemas operacionais além da redução de eficiência e, por isto, será analisado mais profundamente.

Ocorre quando a um acúmulo excessivo de líquido no interior da coluna. O acúmulo ocorre devido à alta vazão de líquido, dificultando o escoamento do líquido de prato a prato. É caracterizado pela elevação do nível de líquido nos *downcomers*, até atingir o prato superior. À medida que o nível do líquido sobre o prato aumenta a diferença de pressão também aumenta, e isso, acaba arrastando o líquido para o prato superior com ajuda dos vapores ascendentes. Assim, maior volume de líquido é acumulado no prato superior, e caso não seja tomada nenhuma medida apropriada contra esse fenômeno, seções inteiras da torre poderão ficar inundadas.

A inundação numa torre pode ser provocada pelos seguintes mecanismos, segundo Kister (1990):

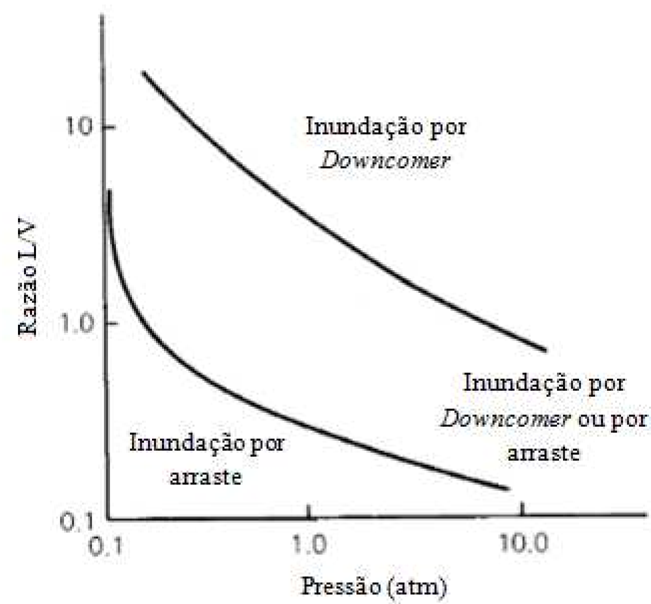
i. Inundação por arraste – ocorre quando velocidades excessivas dos vapores ascendentes dificultam o escoamento do líquido nos pratos. Com isso, o líquido passa acumular no prato superior ao invés de fluir para o prato inferior.

ii. Formação de espuma – ocorre à formação excessiva de espuma, devido à alta vazão de líquido. À medida que a vazão de vapor aumenta a altura da espuma também aumenta. Caso o espaçamento entre os pratos seja pequeno, a espuma irá se aproximar do prato superior, aumentando o arraste rapidamente e, consequentemente, causando o acumulo de líquido no prato superior.

iii. Inundação por *downcomer backup* – ocorre quando a altura de líquido no *downcomer* atinge o prato de cima. Geralmente ocorre devido a uma elevada perda de pressão no prato e/ou na passagem do líquido sob o *downcomer*, e também, a grande aeração devido ao pouco tempo de separação para o vapor no interior do *downcomer*.

iv. Inundação por *downcomerchoke* – ocorre quando há um excesso de perda de carga na entrada do *downcomer* impedindo a entrada de líquido. Também pode ocorrer retorno de vapor arrastado pelo líquido.

v. Inundação por efeitos de pressão e refluxo circulante – a baixas pressões observam-se altas velocidades de vapor e baixa vazão de líquido e, consequentemente, ocorre inundação por arraste de gás. Já em altas pressões, a diferença entre as densidades do líquido e do vapor diminuem, e a separação líquido-vapor torna-se mais difícil. Devido à dificuldade de separação observada à aeração no *downcomer*aumenta, elevando perdas de cargas, causando inundação por *downcomerchoke*. Quando há vazão excessiva de refluxo circulante ocorre o aumento da perda de carga no prato e elevando o nível de líquido. A Figura 2.18 mostra um gráfico com aproximações grosseiras dos efeitos da pressão e do refluxo circulante no mecanismo de inundação.



Fonte: Adaptado de Kister, 1990.

Figura 2.18 – Inundação por efeitos de pressão e refluxo circulante.

vi. Inundação devido a parâmetros de projeto – vários parâmetros de projeto possuem efeitos sobre o mecanismo de inundação, uns mais que outros. A Tabela 2.4 lista estes parâmetros.

Tabela 2.4 – Efeitos da Geometria do Prato em diversos tipos de inundação.

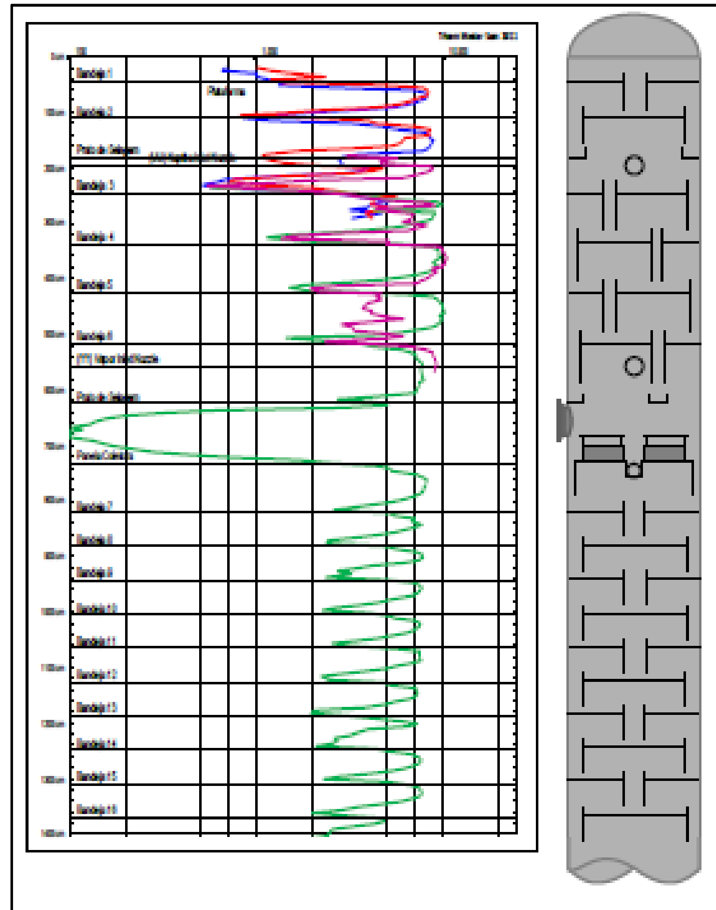
Parâmetros de Projeto que diminuem o ponto de inundação	Inundação por formação de espuma	Inundação devido a velocidades excessivas de vapores ascendentes	Inundação por *Downcomer Backup*	Inundação por *Downcomer Choke*
Baixa área de borbulhamento	X	X	X	
Pequena área de furos (<8%)	X	X	X	
Espaçamento entre pratos	X	X	X	
Altura do vertedor (> 4in)		X	X	
Pequeno comprimento do		X	X	
Pequena folga sob downcomer			X	
Pequena de Escoamento do *downcomer*				X

Fonte: Adaptado de Kister, 1990.

2.6. ESCANEAMENTO *GAMMA SCAN*

Segundo Haraguchi (2013) umas das técnicas de ensaios não destrutivos (END) mais utilizadas para avaliar o perfil interno de coluna de processo na detecção de problemas mecânico-operacional éa perfilagem de colunas por raios gamas ou *columngammascan*. A técnica é executada com o uso deuma fonte radioativa e de um detector de radiação posicionados estrategicamente ao redor do equipamento e movimentados ao longo de seu comprimento.Ospontos de atenuação da radiação medidos permitem que seja feito um perfil de densidades longitudinal do equipamento. Obtido os valores, é feito uma análise do perfil de densidades, a fim de que um relatório do ensaio realizado seja emitido.

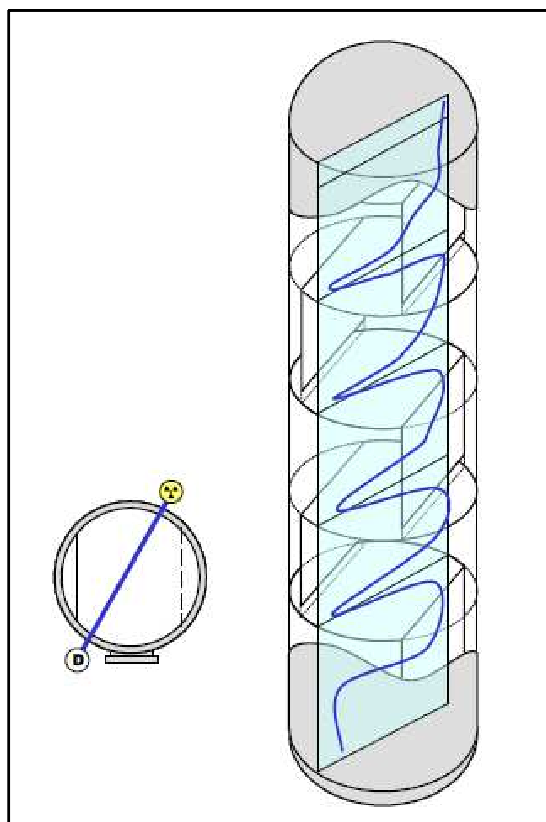
A Figura 2.19 mostra um gráfico de “escaneamento” com o perfil de densidades e a região na coluna em que é feita a medição.



Fonte: Haraguchi, 2013.

Figura 2.19 – Típico perfil de densidades de uma coluna por raios gama.

Na Figura 2.20 é ilustrada uma representação de um “escaneamento” de colunas, onde à esquerda mostraa orientação da linha de “escaneamento” utilizada na tomada de dados e a direita o perfil de densidade obtido.



Fonte: Haraguchi, 2013.

Figura 2.20 – Modelo geral de posicionamento de uma perfilagem.

O método de “escaneamento”*gammascan* apresenta algumas limitações que acabam restringindo seu uso a algumas aplicações, segundo Haraguchi (2013). Essas limitações podem ser:

- Taxa de contagem – visto queo pouco tempo disponível para testes em campo acaba limitando a perfilagem para casos aonde é possível medir valores de contagem estatisticamente válidos.
- Densidade média – já que a perfilagem deve ser feita considerando o comportamento médio e não pontual do perfil de densidades. Além disso, o “escaneamento” tende a ocultar problemas em equipamentos de maior diâmetro. Portanto, é necessária a realização de testes de referência nos equipamentos mais críticos das unidades.“Estes podem ser feitos com o equipamento parado (registro da parte física) ou em condições ótimas de operação (registro da parte física e do processo)”, segundo Haraguchi (2013, p. 8).
- Posicionamento – como uma perfilagem é um registro do comportamento médio das densidades, só será possível a interpretação dos dados se as

características do objeto em estudo forem o mais uniforme possível ao longo do caminho percorrido pelo feixe de radiação.

- Dimensão – a perfilagemapresenta apenas uma visão unidimensional da densidade média de um equipamento.

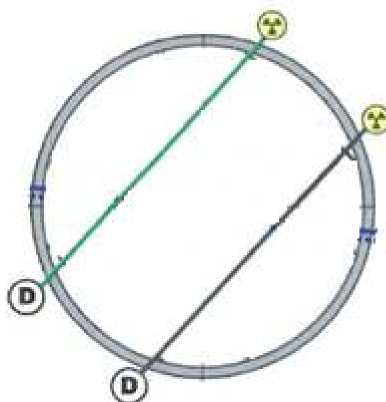
3. METODOLOGIA

3.1. ESCANEAMENTO DA TORRE ATMOSFÉRICA

O “escaneamento” da coluna de destilação atmosférica foi realizado pela empresa a pedido da refinaria, sendo utilizado o método *gammascan*.

O método gera um perfil de densidades da torre os quais são utilizados para avaliar a integridade dos internos e as condições operacionais da coluna. O “escaneamento” ocorre, frequentemente, através das áreas ativas de cada bandeja. A integridade de cada prato é determinada por sua capacidade de sustentar um nível apropriado de líquido aerado. Cada prato deve apresentar um nível de líquido (baseado no espaçamento de bandejas e condições hidráulicas) e uma zona de vapor (zona de separação), quando em operação correta. Qualquer desvio desse cenário pode ser identificado pelo “escaneamento”.

A Figura 3.1 representa a orientação da linha de “escaneamento” utilizada na tomada de dados.



Fonte: Adaptado de Haraguchi, 2013

Figura 3.1 – Orientação dos raios de escaneamento.

3.2. CARACTERIZAÇÃO DO PETRÓLEO

A primeira etapa para a simulação do fracionamento de petróleo é a caracterização do petróleo. Neste trabalho de conclusão de curso, utilizaram-se o *crudeassay* de dois petróleos A e B, fornecidos pela refinaria estudada, sob a condição de que não seja citado os seus nomes.

A simulação será executada no simulador de processos UniSim Design da *Honeywell*. Ao entrar no ambiente de simulação, a primeiro passo é selecionar todos os componentes que estarão presentes na simulação, portanto, os hidrocarbonetos leves e a água foram adicionados, conforme a Figura 3.2.

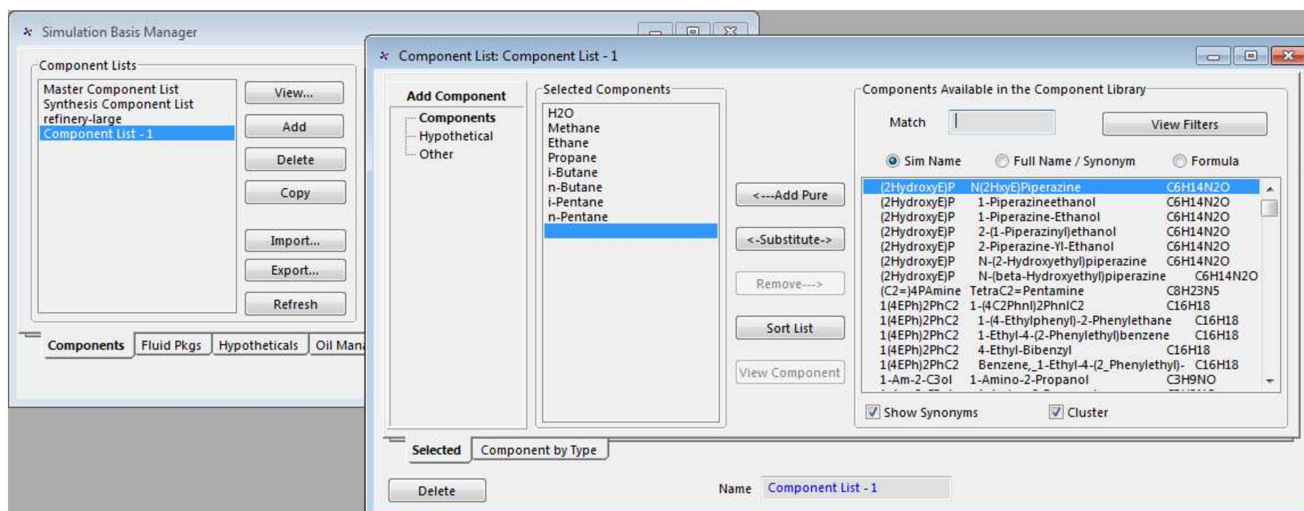


Figura 3.2 – Entrada dos componentes leves.

A próxima etapa da simulação é a escolha do pacote termodinâmico que apresenta diferentes equações de estado. Para este projeto foi utilizado à equação de *Soave-Redlich-Kwong* (Figura 3.3) que apresenta um bom equilíbrio líquido-vapor de sistemas complexos. Além disso, foi selecionado o método para o cálculo de entalpia específica *Lee-Kesler*, visto que foi o método que melhor aproximou aos dados da planta.

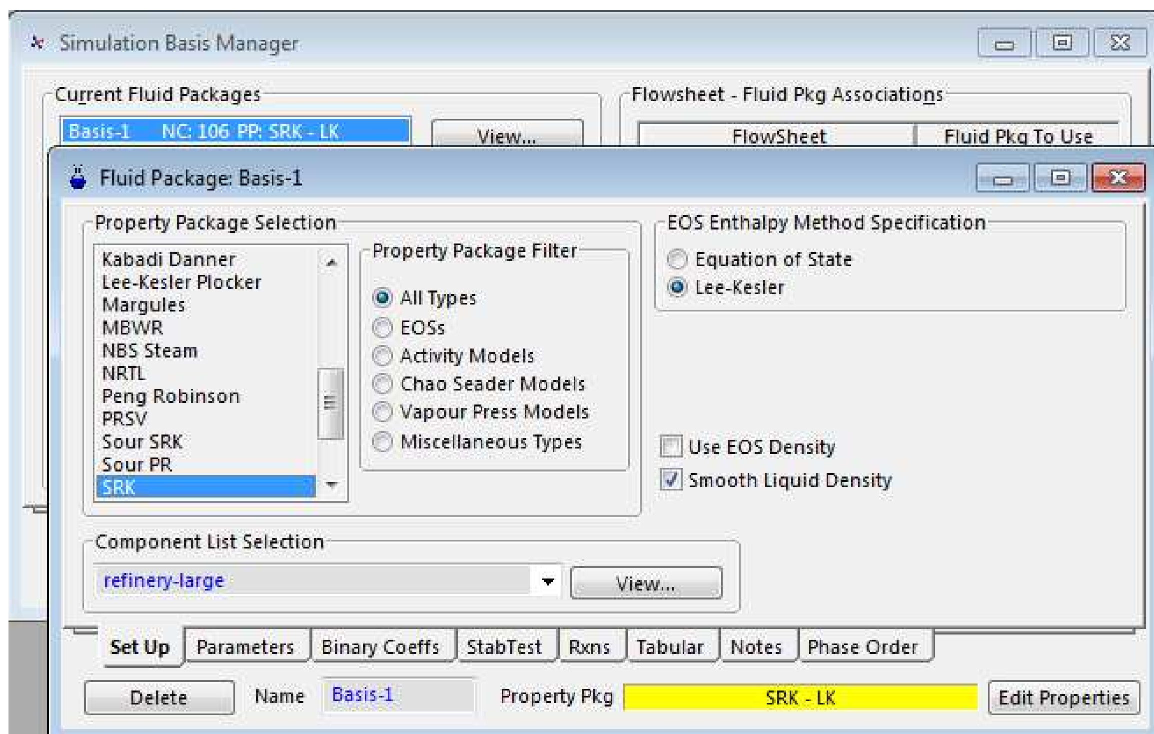


Figura 3.3 – Entrada da equação de estado.

As características dos petróleos A e B foram adicionados no simulador. Os mesmos foram divididos em componentes hipotéticos ou pseudocomponentes. O método de caracterização no Unisim converte suas análises de condensados, óleo cru, cortes de petróleo em uma série de componentes hipotéticos. Cada pseudocomponente representa um componente discreto, com propriedades médias, em toda a mistura. O simulador calcula as propriedades físicas e críticas para cada pseudocomponente com um mínimo de informação.

O procedimento que o Unisim usa para transformar seus dados de entrada numa série de componentes hipotéticos envolve esses quatro passos abaixo:

i. Com base nos dados de entrada, o simulador calcula um conjunto detalhado de propriedades que incluem a temperatura de ebulição verdadeira, peso molecular, densidade e viscosidade.

ii. Em seguida, usando o *default* ou escolha do usuário para os grupos de temperatura de corte, a fração correspondente de cada componente hipotético é determinada a partir do Ponto de Ebulição Verdadeiro(PEV, também conhecido como TBP, no inglês).

iii. O ponto de ebulição normal (NBP – *Normal Boiling Point*), peso molecular, densidade e viscosidade de cada componente hipotético são graficamente determinadas da curva PEV.

iv. Para cada componente hipotético, o simulador calcula as propriedades críticas e físicas com as correlações designadas, baseadas nos NBP dos componentes hipotéticos, peso molecular e densidade.

Neste trabalho foi utilizado o *default* do simulador, e 81 componentes hipotéticos foram criados para o petróleo A e 76 componentes hipotéticos para o petróleo B.

3.3. SIMULAÇÃO NO UNISIM

A unidade de destilação estudada neste trabalho tem como carga alimentada 11000 m^3/dia de petróleo cru, que é uma mistura dos petróleos A e B. Antes de chegar à torre atmosférica o petróleo bruto passa por uma bateria de trocadores de calor e por uma dessalgadora para a retirada de areia e água. Na simulação não foram incluídas as etapas em que a corrente passa na bateria de trocadores e na dessalgadora, visto que foram fornecidas as condições de processo após esta fase (Figura 3.4). A mistura do petróleo A e B é realizada no misturador MIX -100. Após esta etapa é acrescentado água (corrente BSW) a mistura de petróleo através do misturador MIX - 101.A unidade de processo apresenta uma configuração sem torre de pré-fracionamento, portanto, após passar pela bateria de trocadores e pela dessalgadora o petróleo segue para um forno para elevar a temperatura em 318 ºC. No caso da simulação em questão o forno foi representado por uma torre de pré-flash (V-100), ou seja, representamos as condições do forno na torre V-100, porque o uso de fornos levou a erros na conversão da simulação. As correntes aquecidas V_TA e L_TA entram na coluna de destilação atmosférica (T-100) nos pratos 23 e 24, respectivamente. A coluna (T-100) contém 30 estágios teóricos (contando com o condensador de topo): as frações leves são retiradas na parte superior da coluna; as frações pesadas são retiradas no fundo; e, além disso, existe seis retiradas laterais. A Figura 3.5 mostra o *flowsheet* do processo.

A

Stream Name	A
Vapour / Phase Fraction	0,0000
Temperature [C]	30,00
Pressure [kg/cm2]	10,00
Molar Flow [kgmole/h]	732,5
Mass Flow [kg/h]	1,160e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	146,7
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-8,189e+004
Molar Entropy [kcal/kgmol-C]	84,44
Heat Flow [gcal/h]	-59,99
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	145,3
Fluid Package	Basis-1
Stream Type	Kerosene
Short Name	

B

Stream Name	B
Vapour / Phase Fraction	0,0000
Temperature [C]	30,00
Pressure [kg/cm2]	10,00
Molar Flow [kgmole/h]	944,7
Mass Flow [kg/h]	2,848e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	311,7
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-1,521e+005
Molar Entropy [kcal/kgmol-C]	136,1
Heat Flow [gcal/h]	-143,7
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	310,7
Fluid Package	Basis-1
Stream Type	Crude
Short Name	

Figura 3.4 – Entradas de condição de processo.

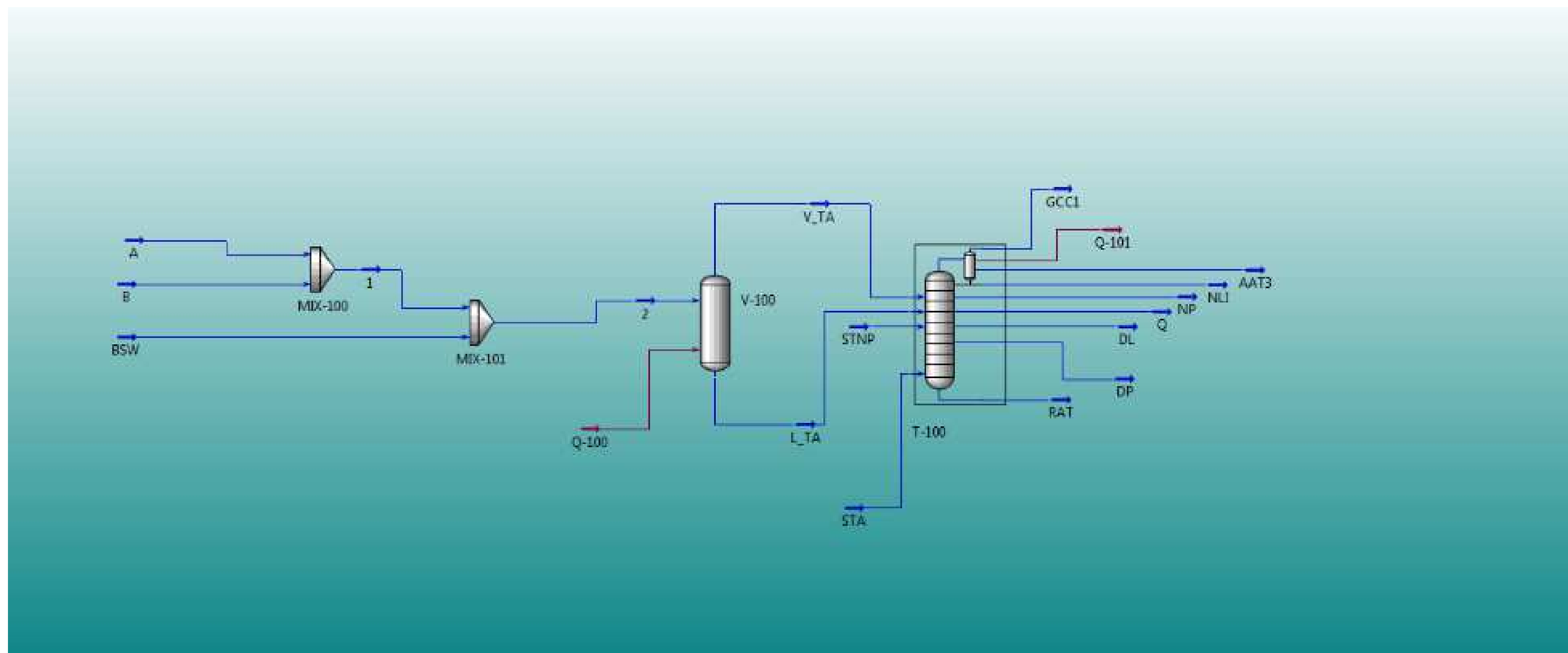


Figura 3.5 – Fluxograma do processo implementado no simulador.

A torre atmosférica não possui refervedor. A energia que a torre precisa para efetuar as trocas térmicas é devido à injeção de uma correte de vapor de água superaquecido no prato 29 (STA), ou seja, no fundo da coluna. E o condensador de topo da torre é do tipo parcial e trifásico, que possui a finalidade de separar o gás combustível (GCC1), água residual (AAT3) e nafta leve (NLI).

Observam-se saídas laterais na coluna, em determinadas temperaturas de cortes. As saídas laterais da torre atmosférica são as seguintes: nafta pesada (NP) (145,9 ºC), querosene (Q) (209,7 ºC), diesel leve (DL) (267,8 ºC), diesel pesado (DP) (306,8 ºC) e resíduo atmosférico (RAT) (337,8 ºC).Os worksheets de todas as correntes se encontram no anexo A.

A Figura 3.6 mostra as conexões de correntes materiais e energéticas da torre.

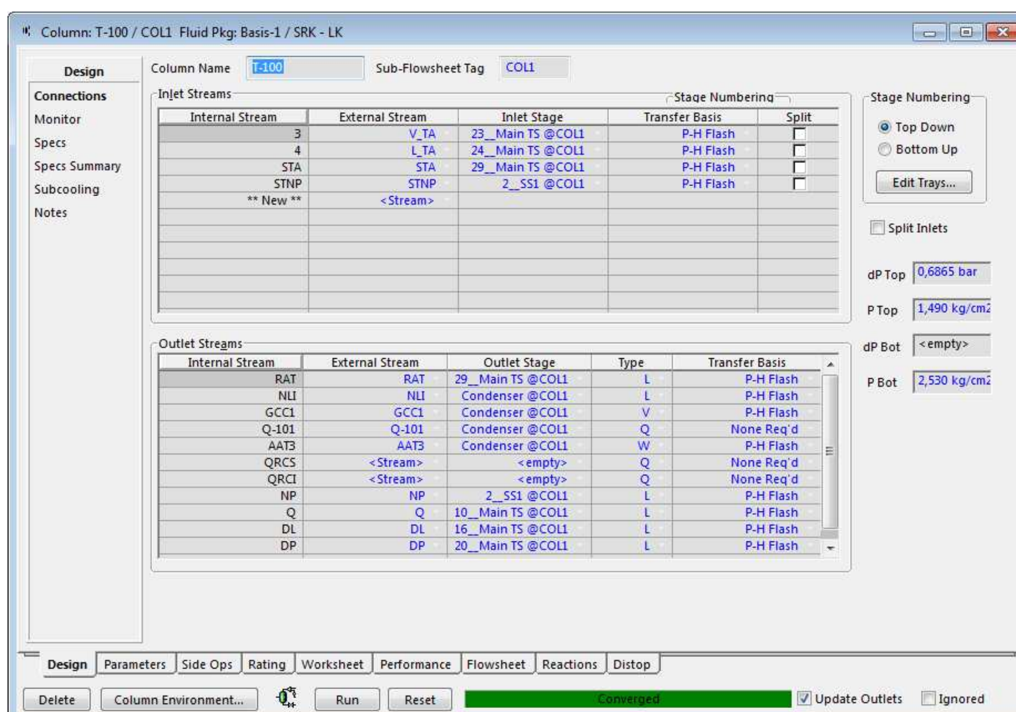


Figura 3.6 - Conexões de correntes matérias e energéticas da torre.

3.4. AVALIAÇÃO HIDRÁULICA NO KG-TOWER

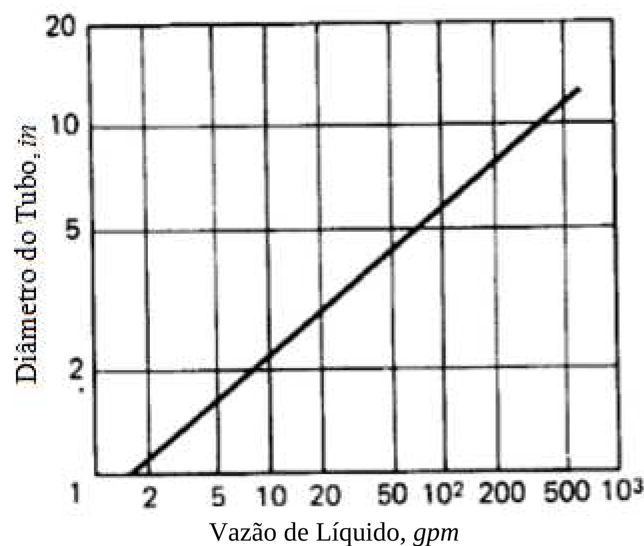
Para a avaliação da seção intermediária da torre de destilação atmosférica foi utilizado o software KG-Tower, disponibilizado gratuitamente para download no site da

empresa *Koch-Glitsch*. No software podem-se encontrar pacotes de cálculos tanto para pratos quanto para recheios. O tipo de dispositivo de contato utilizado nessa seção é de prato perfurado, que foi selecionado na opção *TrayType*. O programa segue a metodologia do manual da *Glitsch*descrito no anexo A.

3.5. AVALIAÇÃO DA ÁREA DE *SELF-VENTING*

A avaliação da área de transição do prato de dois passes para o prato de um passeserá feita comparando-a como um bocal de retirada de líquido *Self Vented*.

Para avaliar a área de passagem será utilizado um método de cálculoapresentado por Kister, que propôs o gráfico da Figura 3.7 para dimensionamento do diâmetro da tubulação, no caso do problema, a área de transição.



Fonte: Adaptado Kister, 1990.

Figura 3.7 – Gráfico de Kister para dimensionamento de tubulação *self venting*.

Este gráfico é representado pela seguinte equação:

$$D = 1{,}115Q^{0{,}4}$$

onde:

D – diâmetro interno do bocal, m.

Q – vazão, m^3/s.

Com o diâmetro calculado, aproxima-se a área da região hachura para a área de um círculo, e efetua-se o cálculo:

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

onde:

A – área mínima de escoamento, m^2.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. ESCANEAMENTO DA COLUNA ATMOSFÉRICA

A Figura 4.1 é o gráfico de “escaneamento” da seção intermediária, com elevação da torre no eixo Y e a intensidade de radiação, ou densidade relativa, no eixo X. Os diferentes “escaneamento” são representados com cores diferentes.

Esta figura apresenta uma barra verde denominada barra de vapor, que representa a menor densidade obtida nos “escaneamentos”, e é empregada como referência de densidade para os locais da coluna aonde o processo deve ser livre de líquido como no topo, no fundo e abaixo das panelas coletoras. A linha vermelha pontilhada, que é a linha de líquido, representa a densidade média do líquido aerado. Os pontos do gráfico localizados à esquerda desta linha são considerados mais densos que líquido aerado e os pontos à direita menos densos que o líquido aerado. A linha azul pontilhada representa o escaneamento feito em Janeiro de 2013 e a linha cheia azul representa o escaneamento feito Março de 2014.

O “escaneamento” mostrou que os pratos 25, 26 e 27 foram vistos inundados durante todo o teste.

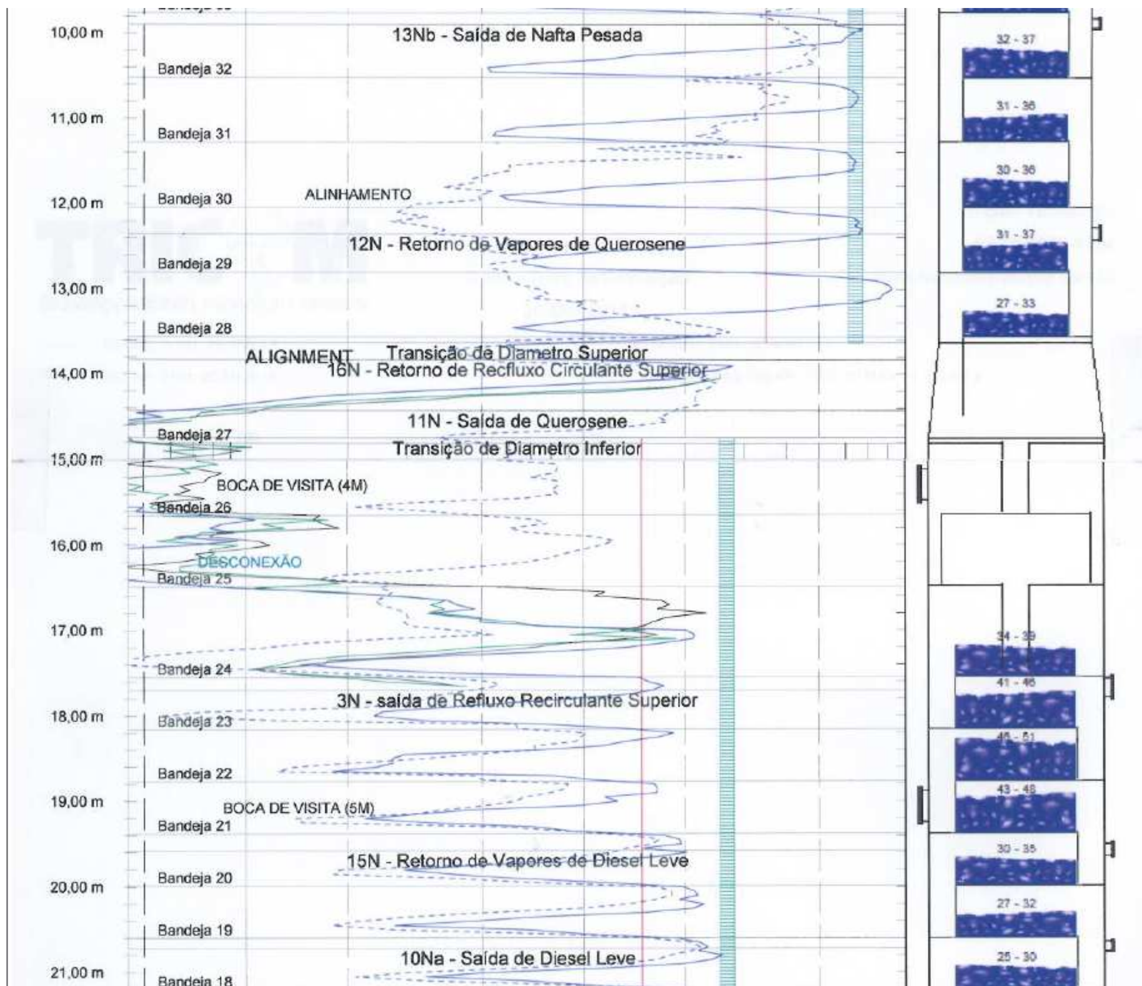


Figura 4.1 – Gráfico de escaneamento da torre atmosférica.

4.2. CARACTERIZAÇÃO DO PETRÓLEO

As Figuras 4.2 e 4.3 mostram a PEV (Ponto de Ebulição Verdadeiro) do petróleo A e B, respectivamente, utilizados no processo. A curva utiliza os dados iniciais e os componentes hipotéticos gerados e, gera a curva.Através das curvas pode-se observar que o petróleo A é mais leve que o petróleo B, a mistura de petróleos com frações mais leves com petróleos com frações mais pesadas é uma característica das refinarias brasileiras, que foram construídas para processar óleo leve. Como o maior objetivo é a produção de derivados mais nobres, essa mistura é extremamente importante.

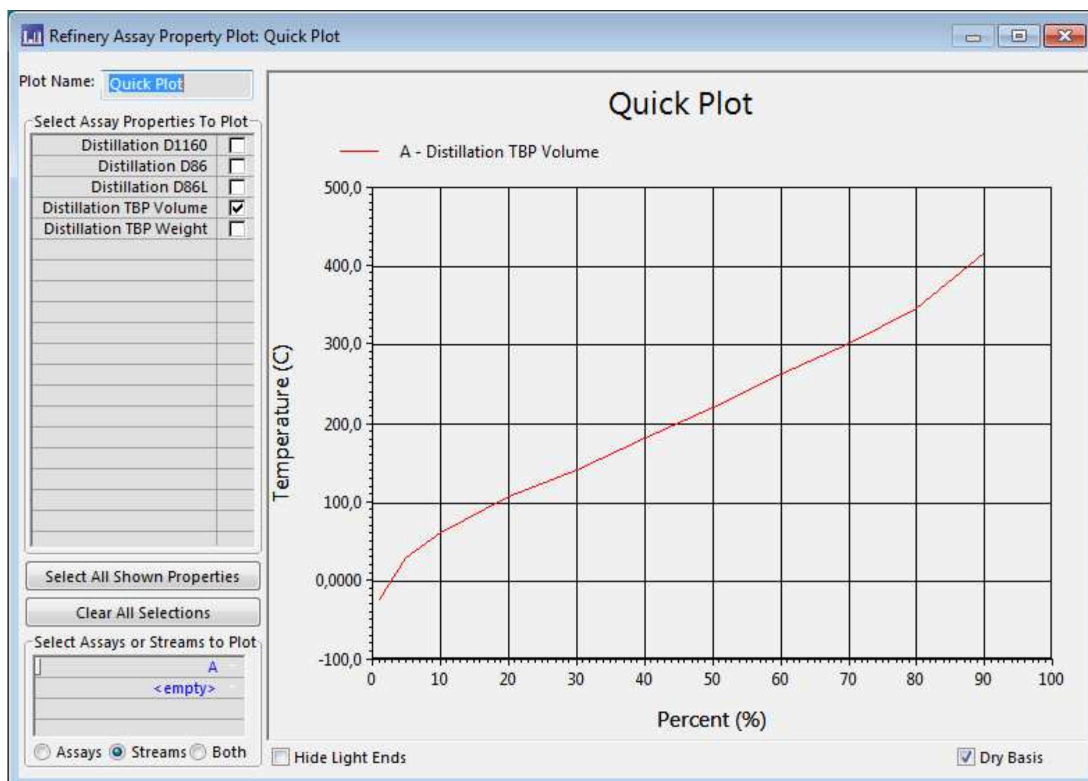


Figura 4.2 – PEV do petróleo A.

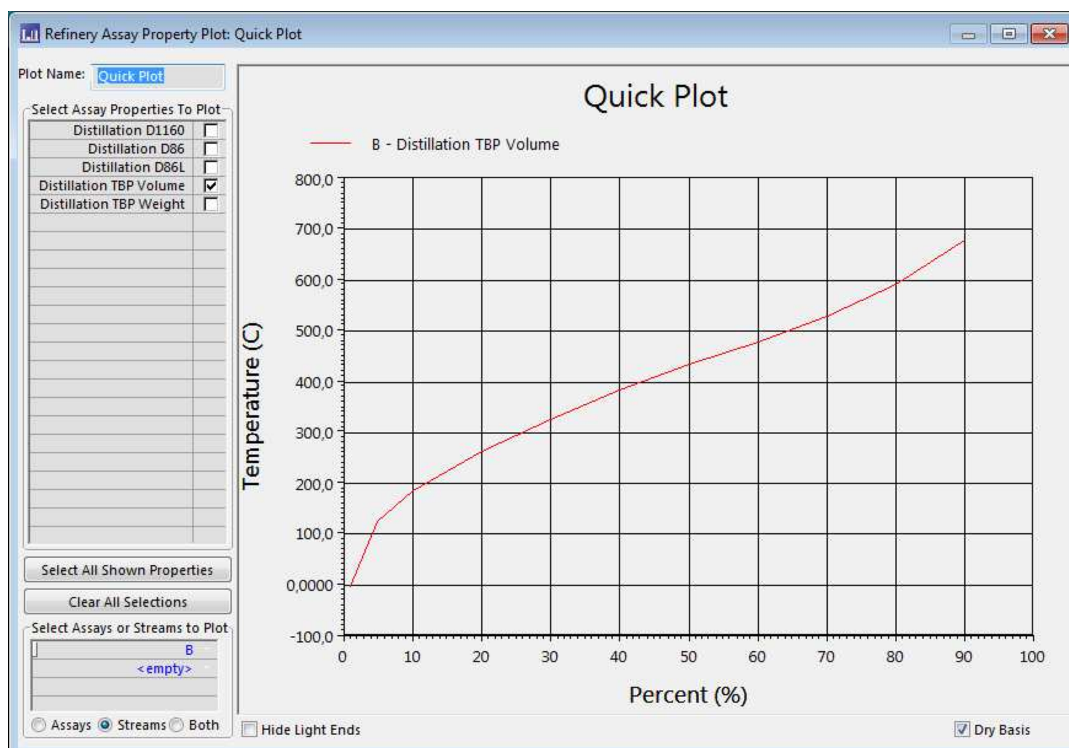


Figura 4.3 – PEV do petróleo B.

O simulador também calcula as curvas ASTM (*American Society For Testing and Materials*) a partir da curva PEV. As Figuras 4.4 e 4.5 apresentam a curva PEV e as curvas ASTM para os petróleos utilizados.

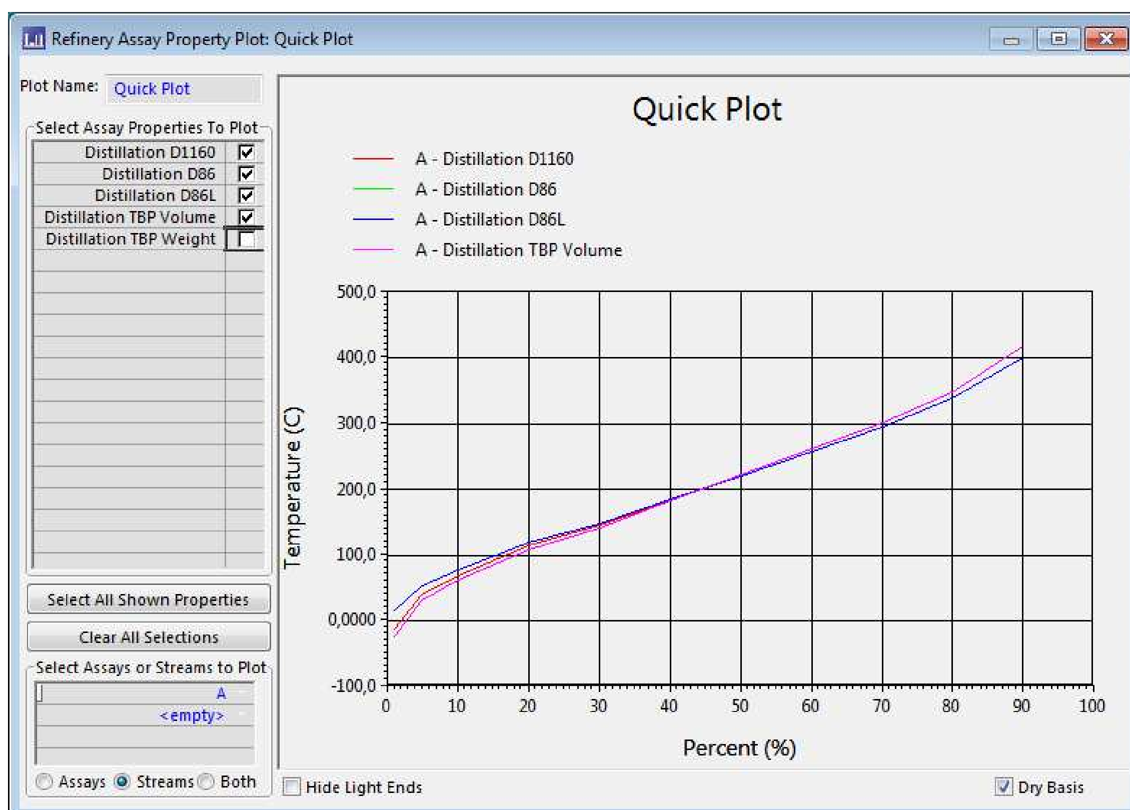


Figura 4.4 – Curvas de destilação do petróleo A por diferentes métodos.

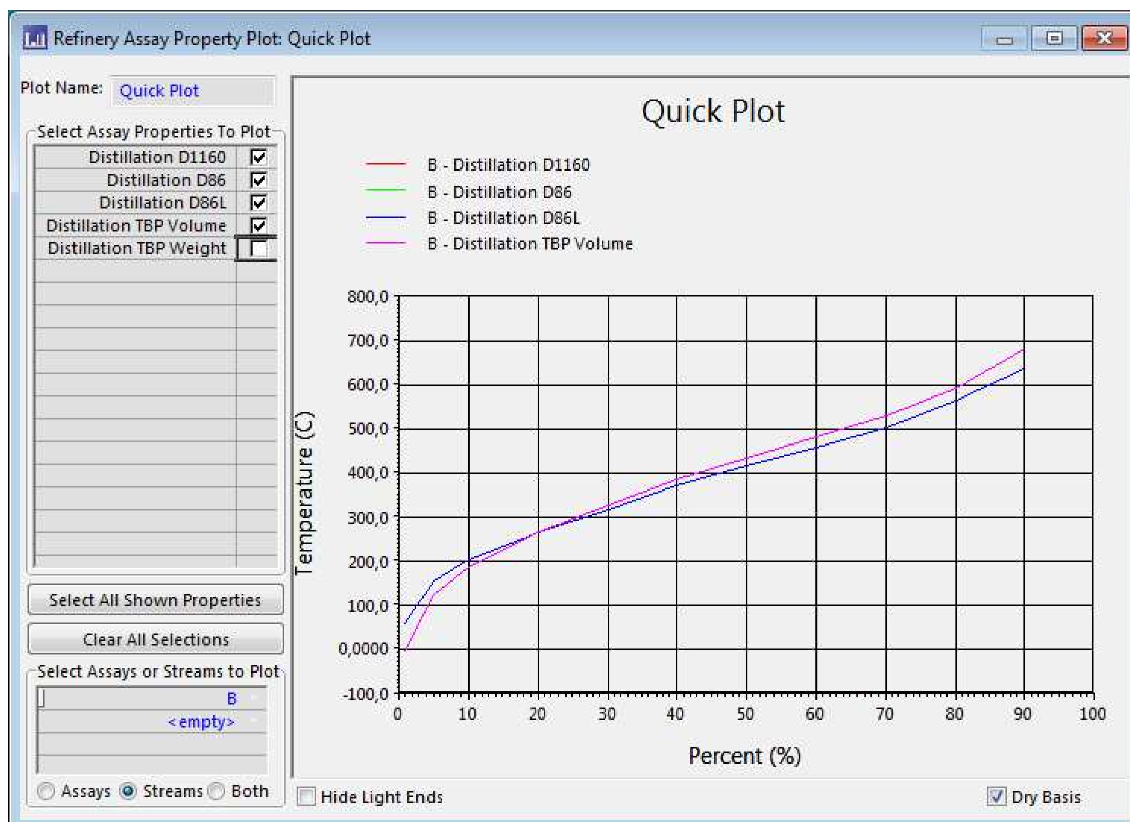


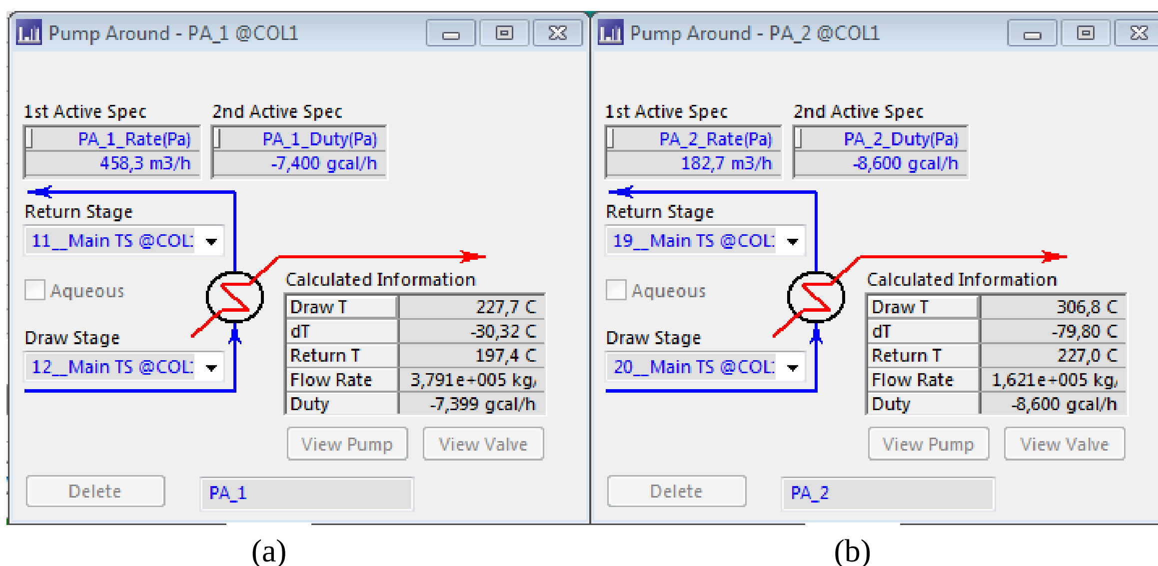
Figura 4.5 – Curvas de destilação do petróleo B por diferentes métodos.

4.3. SIMULAÇÃO NO UNISIM

Para melhorar a eficiência nas colunas de destilação se utilizam trocadores de calor conhecidos como *pump arounds*. Eles operam retirando um líquido de um estágio e resfriando-o, e depois bombeando para um estágio superior. Este processo adiciona um refluxo entre dois estágios, servindo também para manter o nível de líquido nos pratos e as mesmas temperaturas de operação da torre. Na simulação dois *pump arounds* foram empregados. O primeiro opera com refluxo de querosene, conhecido como RCS (Refluxo Circulante Superior) (Figura 4.6a). Ele retira querosene a 227,7 ºC no prato 12 e injeta no prato 11 a 197,4 ºC. Jáo segundo opera com refluxo de diesel, conhecido como RCI (Reciclo Circulante Inferior), retirando o diesel a 306,8 ºC no prato 20 e injetando no prato 19 a 227 ºC (Figura 4.6b). Todas essas correntes estão na fase

líquida.Os *pump arounds* RCS e RCI foram especificados através da carga térmica, sendo a especificação da carga do RCS de -7,4 gcal/h e a do RCI de -8,6 gcal/h.

A Figura 4.6 mostra os dois *pump arounds* utilizados na simulação.



(a) (b)

Figura 4.6 – *Pump arounds.*

Na coluna de destilação também existem as torres de *stripping* ou retificadoras. Estas torres são usadas para melhorar a qualidade dos produtos retirados da torre (querosene, diesel e gasóleo), ou seja, para enquadrá-los dentro das especificações exigidas para cada produto. A retificação é, geralmente, realizada com vapor d'água, que irá remover dos cortes laterais as frações mais leves que saem em equilíbrio com os mesmos quando saem da coluna, e devolvê-los à torre principal junto com o vapor d'água.Na simulação, existe uma torre de *stripping* (SS1) na coluna, em quea nafta pesada (NPNR) a temperatura de 163,6 ºCsai da coluna e segue para a torre de *stripping*, que contém dois pratos. Para provocar a vaporização da carga é necessário ter energia. Nessa torre existe a injeção de vapor de água (STNP) a temperatura de 340 ºC diretamente no fundo da *stripping*, saindo nafta pesada (VPNR) a 145,9ºC, conforme a Figura 4.7. Na retirada de outros produtos como o querosene, diesel leve e o diesel pesado não foi necessário o uso de uma torre *stripping*, visto que não há a injeção de vapor e a sua presença atrapalharia na conversão da simulação.

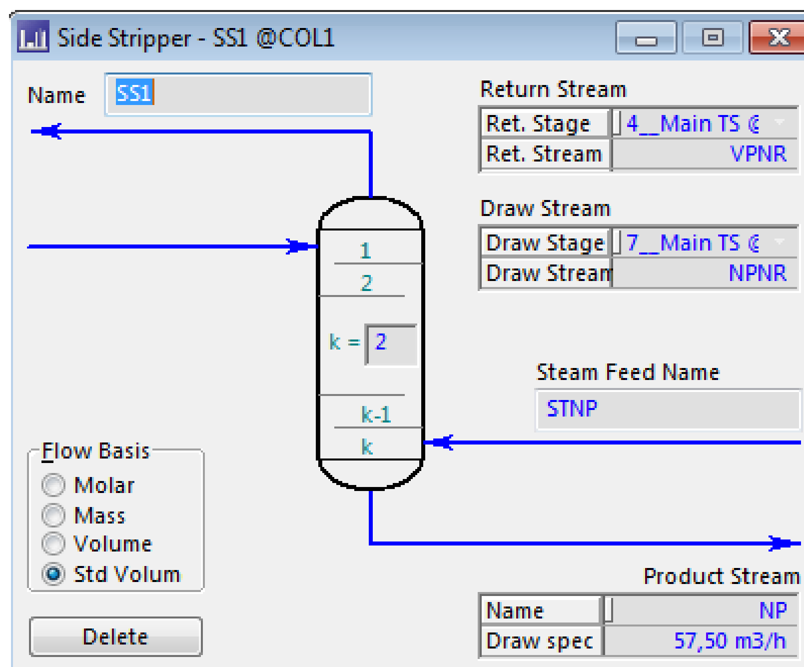


Figura 4.7 – Torre de *stripping*.

Como última etapa para rodar a simulação é preciso fixar algumas especificações até atingir o número de graus de liberdade igual à zero. No ambiente de simulação, na aba *Design – Monitor – AddSpecification* é possível adicionar as especificações requeridas. Para o *pump around*um do RCS e dois do RCI especificaram-se as cargas térmicas de retirada e as vazões. Para o *pump around* do RCS a carga térmica a ser retirada foi de -7,6 gcal/h e o *pump around* do RCI, a carga térmica retirada foi de -8,4 gcal/h, e a vazão de cada foi de 458,3 m^3/h e 182,7 m^3/h, respectivamente. A temperatura do condensador e do primeiro prato foram especificadasem 41,2 ºC e 100 ºC, respectivamente. E, por último, a vazão de retirada dos produtos nafta pesada (57,5 m^3/h), querosene (36 m^3/h), diesel leve (57 m^3/h) e diesel pesado (39,5 m^3/h). Com estes dados, atingiu-se o número zero de graus de liberdade, conforme a Figura 4.8.

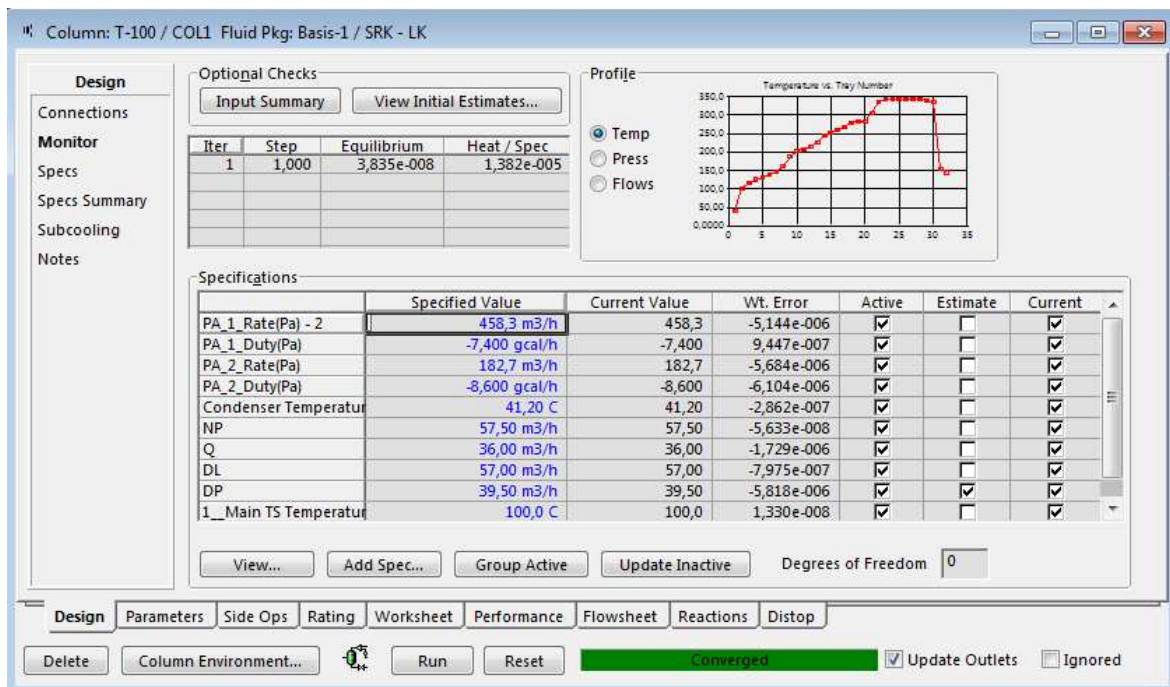


Figura 4.8 – Especificações da coluna.

A Figura 4.9 apresenta o ambiente de simulação da coluna, detalhando a torre, os *pump arounds* e a coluna de *stripping*.

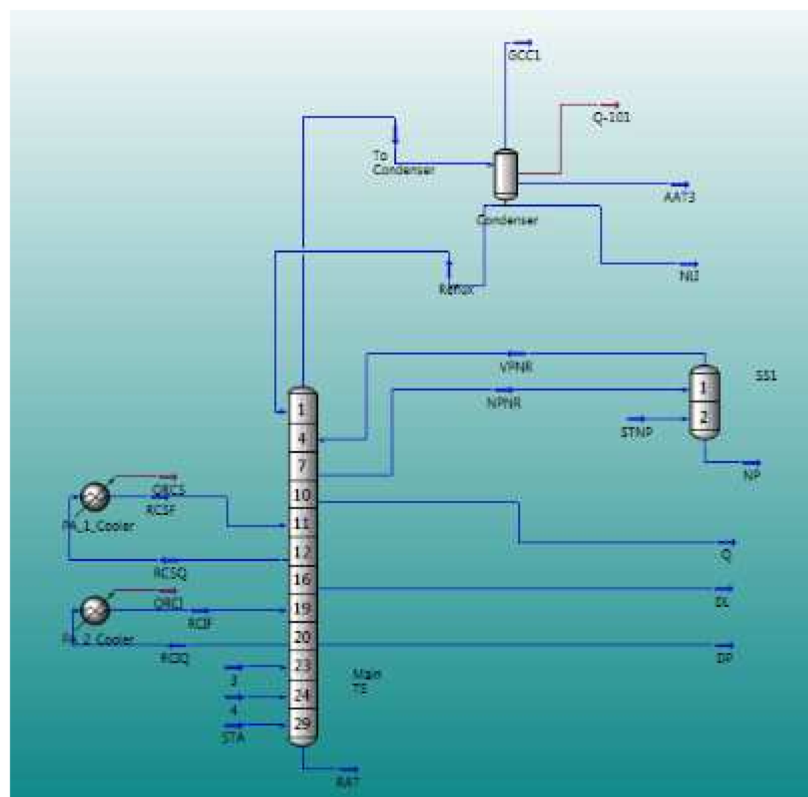


Figura 4.9 – Ambiente de simulação da coluna.

4.4. AVALIAÇÃO NO KG-TOWER

Para avaliação hidráulica da seção foram verificadas as maiores vazões mássicas reais de vapor e líquido nos três pratos dessa seção, visto que o prato com maior vazão é o que vai ditar a avaliação hidráulica de toda seção. Os estágios teóricos avaliados são os 12, 13 e 14, os quais estão localizados abaixo da retirada de querosene. No caso da torre estudada o número de passes dos três pratos avaliados é de dois passes.

4.4.1. Avaliação do*Downcomer Backup*

Para o caso de *downcomer* backup foi utilizado os valores obtidos através da simulação de processo(Figura 4.10).

Steady State Profiles

		Optional Estimates			
	Stage	Pressure [kg/cm2]	Temp [C]	Net Liquid [kg/h]	Net Vapour [kg/h]
Condenser	1	1,490	41,20	8,776e+004	5351
1__Main TS	2	2,190	100,0	1,108e+005	1,236e+005
2__Main TS	3	2,202	118,0	1,184e+005	1,466e+005
3__Main TS	4	2,214	126,9	1,204e+005	1,542e+005
4__Main TS	5	2,226	133,5	1,190e+005	1,562e+005
5__Main TS	6	2,239	140,1	1,172e+005	1,431e+005
6__Main TS	7	2,251	148,3	1,094e+005	1,413e+005
7__Main TS	8	2,263	163,5	4,241e+004	1,334e+005
8__Main TS	9	2,275	188,9	3,897e+004	1,219e+005
9__Main TS	10	2,287	202,5	3,736e+004	1,185e+005
10__Main TS	11	2,299	209,7	5909	1,169e+005
11__Main TS	12	2,311	214,7	4,339e+005	1,150e+005
12__Main TS	13	2,324	227,7	8,465e+004	1,639e+005
13__Main TS	14	2,336	245,5	8,656e+004	1,938e+005
14__Main TS	15	2,348	253,7	8,261e+004	1,957e+005
15__Main TS	16	2,360	260,2	7,472e+004	1,917e+005
16__Main TS	17	2,372	267,8	1,270e+004	1,838e+005
17__Main TS	18	2,384	278,8	8374	1,706e+005
18__Main TS	19	2,396	282,0	6333	1,662e+005
19__Main TS	20	2,409	283,3	2,225e+005	1,642e+005
20__Main TS	21	2,421	306,8	1,949e+004	2,183e+005
21__Main TS	22	2,433	336,1	9280	2,124e+005
22__Main TS	23	2,445	342,9	5128	2,022e+005
23__Main TS	24	2,457	344,7	1061	1,981e+005
24__Main TS	25	2,469	344,7	2,296e+005	2,936e+004
25__Main TS	26	2,481	343,8	2,266e+005	1,999e+004
26__Main TS	27	2,494	343,3	2,246e+005	1,690e+004
27__Main TS	28	2,506	342,7	2,228e+005	1,496e+004
28__Main TS	29	2,518	341,7	2,199e+005	1,311e+004
29__Main TS	30	2,530	337,8	2,123e+005	1,028e+004
1__SS1	31	2,263	154,1	5,090e+004	1,180e+004
2__SS1	32	2,263	145,9	4,513e+004	7169

Figura 4.10 – Vazões utilizadas para a avaliação da seção intermediária para *Downcomer Backup*.

Os estágios teóricos 12, 13 e 14 representam os três pratos 27, 26 e 25, respectivamente, da coluna atmosférica da refinaria. Para realizar a avaliação hidráulica da seção intermediária foram necessárias as maiores vazões de gás e líquido que passam por essa seção. Foram utilizadas a vazão de líquido do estágio 12 (433900 kg/h) e a vazão de gás do estágio 14 (195700kg/h).

A Figura 4.11 mostra as demais propriedades necessárias para a avaliação no software KG-Tower, como: a tensão superficial da corrente líquida, densidade e viscosidade da fase líquida e da gasosa.

Profile Table: Properties Profile @COL1

	Surface Ten [dyne/cm]	Mole Weight (Vap)	Density (Vap) [kg/m3]	Viscosity (Vap) [cP]	Therm Cond (Vap) [W/m-K]	Heat Cap (Vap) [kcal/kg-C]	Mole Weight (Lt Liq)	Density (Lt Liq) [kg/m3]	Viscosity (Lt Liq) [cP]
Condenser	16,46	53,25	3,059	8,404e-003	1,867e-002	0,4281	87,40	672,5	0,2240
1__Main TS	13,34	72,62	5,260	8,694e-003	2,024e-002	0,4724	100,3	650,5	0,2179
2__Main TS	12,50	81,35	5,677	8,744e-003	2,077e-002	0,4836	106,1	644,1	0,2139
3__Main TS	12,14	85,05	5,844	8,780e-003	2,112e-002	0,4911	109,9	641,3	0,2128
4__Main TS	11,95	87,11	5,922	8,837e-003	2,148e-002	0,4973	113,4	640,7	0,2137
5__Main TS	11,74	90,40	6,093	8,838e-003	2,184e-002	0,5034	116,5	640,0	0,2134
6__Main TS	11,73	91,77	6,091	8,961e-003	2,241e-002	0,5104	121,2	643,2	0,2175
7__Main TS	11,83	92,95	5,968	9,228e-003	2,351e-002	0,5222	130,2	651,4	0,2272
8__Main TS	11,78	94,92	5,765	9,669e-003	2,530e-002	0,5408	146,5	659,5	0,2349
9__Main TS	11,68	96,74	5,728	9,936e-003	2,628e-002	0,5506	157,8	661,6	0,2361
10__Main TS	11,70	97,76	5,724	1,013e-002	2,692e-002	0,5558	166,2	663,4	0,2386
11__Main TS	11,77	98,09	5,708	1,030e-002	2,744e-002	0,5596	173,4	665,5	0,2427
12__Main TS	11,09	109,7	6,291	9,995e-003	2,744e-002	0,5699	176,7	657,0	0,2276
13__Main TS	10,60	119,9	6,699	1,004e-002	2,819e-002	0,5833	188,8	651,5	0,2198
14__Main TS	10,51	122,6	6,775	1,021e-002	2,882e-002	0,5897	197,5	651,6	0,2217
15__Main TS	10,50	123,3	6,750	1,039e-002	2,944e-002	0,5948	206,6	654,0	0,2284
16__Main TS	10,56	122,7	6,639	1,065e-002	3,024e-002	0,6006	220,0	659,7	0,2443
17__Main TS	10,72	120,4	6,392	1,107e-002	3,152e-002	0,6087	244,1	671,2	0,2822
18__Main TS	10,81	119,4	6,321	1,121e-002	3,193e-002	0,6110	253,8	676,1	0,3016
19__Main TS	10,89	118,7	6,299	1,127e-002	3,212e-002	0,6120	260,8	680,0	0,3189
20__Main TS	10,09	134,3	6,903	1,121e-002	3,291e-002	0,6294	276,8	670,4	0,3037
21__Main TS	10,06	136,6	6,677	1,197e-002	3,556e-002	0,6498	338,8	678,8	0,3688
22__Main TS	10,32	133,7	6,478	1,226e-002	3,649e-002	0,6545	369,3	682,7	0,4124
23__Main TS	10,57	132,1	6,409	1,235e-002	3,680e-002	0,6558	392,2	684,8	0,4597
24__Main TS	11,07	105,7	5,090	1,454e-002	3,678e-002	0,6435	443,7	705,5	0,6515
25__Main TS	11,35	89,27	4,303	1,614e-002	3,795e-002	0,6370	451,9	709,0	0,6737
26__Main TS	11,51	81,38	3,937	1,698e-002	3,872e-002	0,6337	456,8	711,0	0,6877
27__Main TS	11,65	75,53	3,670	1,760e-002	3,935e-002	0,6309	461,1	712,7	0,7009
28__Main TS	11,83	69,16	3,377	1,823e-002	4,004e-002	0,6271	466,8	715,2	0,7206
29__Main TS	12,29	57,88	2,852	1,915e-002	4,114e-002	0,6171	479,4	722,0	0,7786
1__SS1	13,04	71,48	4,615	1,009e-002	2,344e-002	0,5121	131,6	664,6	0,2495
2__SS1	14,06	57,22	3,737	1,065e-002	2,372e-002	0,5060	133,0	676,1	0,2721

Properties...

Figura 4.11 – Demais parâmetros para a avaliação no KG – Tower para *Downcomer Backup*.

A Figura 4.12mostra a interface do KG-Tower para as entradas dos parâmetros necessários para a avaliação.

LOADINGS

File Edit Units Window Help

Project Name	TCC - UFF - Eng. Química	Date	1-Jul-15
Tower Name	Torre de Destilação Atmosférica - T-100	By	Diego
Case Name	Avaliação - downcomer backup	Revision	

		Load 1	Load 2	Load 3	Load 4	Load 5
Zone		#27 - 25				
Description						
Tray or Bed Number		#27 - 25				
Vapor						
Mass Rate	kg/hr	195700	0	0	0	0
Density	kg/m3	6,7750	1,1774	1,1774	1,1774	1,1774
Actual Vol.Flow	m3/s	8,02	0,00	0,00	0,00	0,00
Viscosity	cP	0,0102	0,0070	0,0070	0,0070	0,0070
Min. Rate	%	70,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Max. Rate	%	100,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Liquid						
Mass Rate	kg/hr	433900	0	0	0	0
Density	kg/m3	665,500	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000
Volume Rate	m3/hr	651,991	0,000	0,000	0,000	0,000
Surface Tension	dyne/cm	11,770	18,713	18,713	18,713	18,713
Viscosity	cP	0,2427	0,9963	0,9963	0,9963	0,9963
Min. Rate	%	70,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Max. Rate	%	100,00	0,00	0,00	0,00	0,00
System Factor	1,00	Load OK	Load not active	Load not active	Load not active	Load not active

Std. Calc Calc Calc Calc Calc

Rates : Min Design Max

Select Design : Trays Packings Comments Close

Figura 4.12 – Entrada de Parâmetros no KG-Tower para *Downcomer Backup*.

Após a entrada dos parâmetros para a avaliação, selecionou-se o projeto de pratos em *Select Design –Trays*para em cada caso (Figura 4.13). Feito isso, foram inseridas as informações no programa. O tipo de prato avaliado foi o perfurado de dois passes, cujonúmero de furos é 7700. O diâmetro da torre é 4,6 m. Outros valores inseridos são: altura do vertedouro (64 mm), folga sob *downcomer* (57 mm), diâmetro do furo (12,7 mm), largura do *downcomer* central (342 mm) e largura do *downcomer* lateral (427mm).

TRAY DESIGN

File Tools Units Window Help

Project Name	TCC - UFF - Eng. Química	Date	1-Jul-15
Tower Name	Torre de Destilação Atmosférica - T-100	By	Diego
Case Name	Avaliação - downcomer backup	Revision	

Tray Information

Tray Type	SIEVE	
Tower Diameter	4600,00	mm
Number of Passes	2	

Active Area

Hole Diameter	12,700	mm
Hole Quantity	7700	
Hole Density	570,51	#/m2
Active Area	13,497	m2
Open Area	7,23	%
Punch Direction	✔ Down	

	Tray No.	Tray Spacing mm
Load 1	#27 - 25	838,00

Design O.K.

Tray Details | Results | Comments | Close

Sketch

Downcomers and Weirs	Side	Center	
Width Top	427,00	342,00	mm
Kickback	0,00	0,00	mm
Width Bottom	427,00	342,00	mm
Swept Back Weir	0,00		mm
Swept Weir Clearance	0,00		mm
Sump Depth	0,00	0,00	mm
Sump Width	0,00	0,00	mm
Weir Height	64,00	64,00	mm
Downcomer Clearance	57,00	57,00	mm
Downcomer Radius	0,00	0,00	mm
Downcomer Areas			
Net Top Area	1,551	1,572	m2
Gross Top Area	1,551	1,572	m2
Net Bottom Area	1,551	1,572	m2
Exit Area	0,152	0,261	m2
Receive Area	1,551	1,572	m2
Weir Lengths			
Top Weir Length	2669,73	4587,27	mm
Override Weir Length	2669,73	4587,27	mm
% Blocked	0,00	0,00	%
Bottom Edge Length	2669,73	4587,27	mm
Override Edge Length	2669,73	4587,27	mm
% Blocked	0,00	0,00	%
Inlet Weirs			
Height	0,00	0,00	mm
Inlet Width	427,00	342,00	mm
Panels parameters	A	B	
Active Area	6,75	6,75	m2
Flow Path Length	1702,00	1702,00	mm

Figura 4.13 – Projeto de pratos no KG-Tower.

A Figura 4.14 mostra o esquema das dimensões do prato de dois passes.

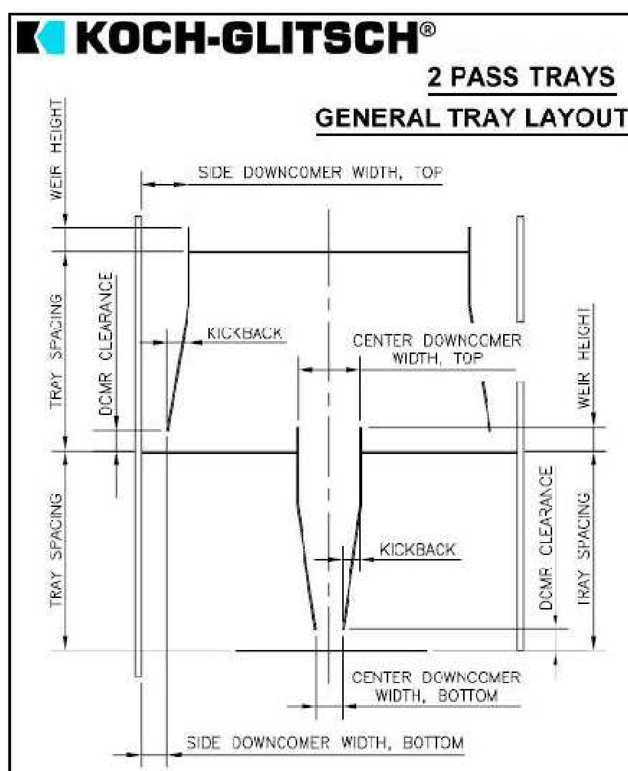


Figura 4.14 – Esquema das dimensões do prato de dois passes.

A inundação por *downcomer backup*ocorre quando a altura de líquido no *downcomer* atinge o prato de cima. Geralmente ocorre devido a uma elevada perda de pressão no prato, que pode ser causado pelo entupimento dos furos dos pratos ou a diminuição da passagem de líquido sob o *downcomer* devido à deposição de sais, e também, a grande aeração devido ao pouco tempo de separação para o vapor no interior do *downcomer*.

O software leva em consideração vários critérios hidráulicos para evitar problemas como inundação, arraste de gotas para o prato superior devido à velocidade excessiva de vapor e/ou líquido, gotejamento através das válvulas, pequeno ou excessivo tempo de residência de contato líquido-vapor no *downcomer*, elevada perda de carga, etc.

O principal critério avaliado neste estudo é o *downcomer backup*. Ele depende do ΔP no prato, do ΔP na folga sob o *downcomer* e do nível de líquido no prato. Como pode ser visto na Figura 4.15, observa-se que não ocorre downcomer backup nas atuais condições de processo da coluna.

		Load 1
Zone		#27 - 25
Description		
Tray Number		#27 - 25
Jet Flood	%	61,39
Downcomer Flood	%	66,15
Downcomer Backup	mm liq	243,69
DC Exit Velocity	m/s	0,60
Dry Tray DP	mm liq	59,61
Total Tray DP	mm liq	122,80
Total Tray DP	mm Hg	6,01
Cf, Active Area	m/s	0,0603
Weir Load	m3/h/m	122,11
Crest	mm liq	69,65
DC Backup	% (TS+W)	27,0
Max DC Loading	m3/hr/m2	420,47
Head Loss Under DC	mm liq	56,43
DC Residence Time	sec	7,7
VH2 Dv/Dl	(m/s)^2	0,69
System Limit	%	35
Equation 13	%	61

Figura 4.15 – Parâmetros calculados da seção intermediária.

O critério que o KG-Tower considera para que ocorra algum retorno de líquido é que o valor calculado de *downcomer backup* seja maior que 45%.

Simulando um possível retorno de líquido devido alguma obstrução na passagem de líquido na folga sob o *downcomer* (Figura 4.16), observa-se que é preciso reduzir a folga sob *downcomer* de 57 mm para 29 mm para ultrapassar o critério de 45%.

		Load 1
Zone		#27 - 25
Description		
Tray Number		#27 - 25
Jet Flood	%	61,39
Downcomer Flood	%	66,15
Downcomer Backup	mm liq	406,93
DC Exit Velocity	m/s	1,17
Dry Tray DP	mm liq	59,61
Total Tray DP	mm liq	122,80
Total Tray DP	mm Hg	6,01
Cf, Active Area	m/s	0,0603
Weir Load	m3/h/m	122,11
Crest	mm liq	69,65
DC Backup	% (TS+W)	45,1
Max DC Loading	m3/hr/m2	420,47
Head Loss Under DC	mm liq	218,01
DC Residence Time	sec	7,7
VH2 Dv/Dl	(m/s)^2	0,69
System Limit	%	35
Equation 13	%	61

Figura 4.16 – Redução de 57 mm para 29 mm da folga sob o *downcomer*.

Além de ocorrer o retorno do líquido devido a uma possível diminuição da folga sob *downcomer*, observa-se também que a velocidade de escoamento na folga sob *downcomer* aumento.

A Figura 4.17 mostra a situação com retorno total de líquido.

		Load 1
Zone		#27 - 25
Description		
Tray Number		#27 - 25
Jet Flood	%	61,39
Downcomer Flood	%	66,15
Downcomer Backup	mm liq	910,25
DC Exit Velocity	m/s	2,12
Dry Tray DP	mm liq	59,61
Total Tray DP	mm liq	122,80
Total Tray DP	mm Hg	6,01
Cf, Active Area	m/s	0,0603
Weir Load	m3/h/m	122,11
Crest	mm liq	69,65
DC Backup	% (TS+W)	100,9
Max DC Loading	m3/hr/m2	420,47
Head Loss Under DC	mm liq	716,21
DC Residence Time	sec	7,7
VH2 Dv/Dl	(m/s)^2	0,69
System Limit	%	35
Equation 13	%	61

Figura 4.17 - Redução de 57 mm para 16 mm da folga sob o *downcomer*.

A partir desta simulação pode-se concluir que o problema de inundação não é causado pela possível deposição de algum sal sob a folga do *downcomer*, pois os 57 mm de folga são grandes o suficiente para compensar a deposição do sal.

Outra simulação possível para observar retorno de líquido é devida alguma obstrução nos furos do prato devida alguma deposição de sal, observa-se que é preciso reduzir o número de furos de 7700 para 3850(Figura 4.18) para observar algum retornoconsiderável de líquido por*downcomer backup*. Portanto, pode-se descartar esta situação como possível causa da inundação.

		Load 1
Zone		#27 - 25
Description		
Tray Number		#27 - 25
Jet Flood	%	61,39
Downcomer Flood	%	66,15
Downcomer Backup	mm liq	407,65
DC Exit Velocity	m/s	0,60
Dry Tray DP	mm liq	238,43
Total Tray DP	mm liq	293,31
Total Tray DP	mm Hg	14,36
Cf, Active Area	m/s	0,0603
Weir Load	m3/h/m	122,11
Crest	mm liq	69,65
DC Backup	% (TS+W)	45,2
Max DC Loading	m3/hr/m2	420,47
Head Loss Under DC	mm liq	56,43
DC Residence Time	sec	7,7
VH2 Dv/Dl	(m/s)^2	2,76
System Limit	%	35
Equation 13	%	61

Figura 4.18 – Redução de 7700 para 3850 furos para ocorrer inundação.

Além de ocorrer o retorno do líquido devido a diminuição do número de furos, observa-se também que a velocidade de escoamento na folga sob *downcomer* está ligeiramente acima do limite (0,5 m/s) e que ocorre *dry tray DC*bastante elevado, já que a quantidade de vapor na seção continua a mesma, porém a quantidade de furos diminuíram.

4.4.2. Avaliação da diminuição do refluxo circulante

Para o caso de vazões excessivas de refluxo circulante foi utilizado os valores obtidos através da simulação de processo (Figura 4.19).

Steady State Profiles

	Stage	Optional Estimates Pressure [kg/cm2]	Temp [C]	Net Liquid [kg/h]	Net Vapour [kg/h]
Condenser	1	1,490	41,20	8,776e+004	5351
1__Main TS	2	2,190	100,0	1,108e+005	1,236e+005
2__Main TS	3	2,202	118,0	1,184e+005	1,466e+005
3__Main TS	4	2,214	126,9	1,204e+005	1,542e+005
4__Main TS	5	2,226	133,5	1,191e+005	1,562e+005
5__Main TS	6	2,239	140,1	1,173e+005	1,431e+005
6__Main TS	7	2,251	148,3	1,094e+005	1,413e+005
7__Main TS	8	2,263	163,5	4,240e+004	1,334e+005
8__Main TS	9	2,275	188,9	3,894e+004	1,219e+005
9__Main TS	10	2,287	202,5	3,735e+004	1,185e+005
10__Main TS	11	2,299	209,7	5913	1,169e+005
11__Main TS	12	2,311	214,6	3,878e+005	1,150e+005
12__Main TS	13	2,324	228,5	8,498e+004	1,660e+005
13__Main TS	14	2,336	245,7	8,663e+004	1,941e+005
14__Main TS	15	2,348	253,8	8,263e+004	1,957e+005
15__Main TS	16	2,360	260,3	7,472e+004	1,917e+005
16__Main TS	17	2,372	267,8	1,270e+004	1,838e+005
17__Main TS	18	2,384	278,8	8377	1,706e+005
18__Main TS	19	2,396	282,0	6336	1,662e+005
19__Main TS	20	2,409	283,3	2,225e+005	1,642e+005
20__Main TS	21	2,421	306,8	1,950e+004	2,183e+005
21__Main TS	22	2,433	336,1	9292	2,124e+005
22__Main TS	23	2,445	342,9	5135	2,022e+005
23__Main TS	24	2,457	344,7	1063	1,981e+005
24__Main TS	25	2,469	344,7	2,296e+005	2,936e+004
25__Main TS	26	2,481	343,8	2,266e+005	1,999e+004
26__Main TS	27	2,494	343,3	2,246e+005	1,690e+004
27__Main TS	28	2,506	342,7	2,228e+005	1,496e+004
28__Main TS	29	2,518	341,7	2,199e+005	1,311e+004
29__Main TS	30	2,530	337,8	2,123e+005	1,028e+004
1__SS1	31	2,263	154,1	5,090e+004	1,180e+004
2__SS1	32	2,263	145,9	4,513e+004	7168

Figura 4.19 – Vazões utilizadas para a avaliação da seção intermediária para redução do refluxo circulante.

A Figura 4.20 mostra as demais propriedades necessárias para a avaliação no software KG-Tower.

Profile Table: Properties Profile @COL1

	Surface Ten [dyne/cm]	Mole Weight (Vap)	Density (Vap) [kg/m3]	Viscosity (Vap) [cP]	Therm Cond (Vap) [W/m-K]	Heat Cap (Vap) [kcal/kg-C]	Mole Weight (Lt Liq)	Density (Lt Liq) [kg/m3]	Viscosity (Lt Liq) [cP]
Condenser	16,46	53,25	3,059	8,404e-003	1,867e-002	0,4281	87,40	672,5	0,2240
1__Main TS	13,34	72,62	5,260	8,694e-003	2,024e-002	0,4724	100,3	650,5	0,2179
2__Main TS	12,50	81,35	5,677	8,744e-003	2,077e-002	0,4836	106,1	644,1	0,2139
3__Main TS	12,14	85,05	5,844	8,780e-003	2,112e-002	0,4911	109,9	641,3	0,2128
4__Main TS	11,95	87,11	5,922	8,837e-003	2,148e-002	0,4973	113,4	640,7	0,2137
5__Main TS	11,74	90,40	6,093	8,838e-003	2,184e-002	0,5034	116,5	640,0	0,2134
6__Main TS	11,73	91,77	6,091	8,961e-003	2,241e-002	0,5104	121,2	643,2	0,2175
7__Main TS	11,83	92,95	5,968	9,228e-003	2,351e-002	0,5222	130,2	651,4	0,2272
8__Main TS	11,78	94,92	5,765	9,669e-003	2,530e-002	0,5408	146,5	659,5	0,2349
9__Main TS	11,68	96,74	5,728	9,936e-003	2,628e-002	0,5506	157,8	661,6	0,2361
10__Main TS	11,70	97,76	5,724	1,013e-002	2,692e-002	0,5558	166,2	663,4	0,2386
11__Main TS	11,77	98,09	5,708	1,030e-002	2,744e-002	0,5596	173,4	665,5	0,2427
12__Main TS	11,09	109,7	6,291	9,995e-003	2,744e-002	0,5699	176,7	657,0	0,2276
13__Main TS	10,60	119,9	6,699	1,004e-002	2,819e-002	0,5833	188,8	651,5	0,2198
14__Main TS	10,51	122,6	6,775	1,021e-002	2,882e-002	0,5897	197,5	651,6	0,2217
15__Main TS	10,50	123,3	6,750	1,039e-002	2,944e-002	0,5948	206,6	654,0	0,2284
16__Main TS	10,56	122,7	6,639	1,065e-002	3,024e-002	0,6006	220,0	659,7	0,2443
17__Main TS	10,72	120,4	6,392	1,107e-002	3,152e-002	0,6087	244,1	671,2	0,2822
18__Main TS	10,81	119,4	6,321	1,121e-002	3,193e-002	0,6110	253,8	676,1	0,3016
19__Main TS	10,89	118,7	6,299	1,127e-002	3,212e-002	0,6120	260,8	680,0	0,3189
20__Main TS	10,09	134,3	6,903	1,121e-002	3,291e-002	0,6294	276,8	670,4	0,3037
21__Main TS	10,06	136,6	6,677	1,197e-002	3,556e-002	0,6498	338,8	678,8	0,3688
22__Main TS	10,32	133,7	6,478	1,226e-002	3,649e-002	0,6545	369,3	682,7	0,4124
23__Main TS	10,57	132,1	6,409	1,235e-002	3,680e-002	0,6558	392,2	684,8	0,4597
24__Main TS	11,07	105,7	5,090	1,454e-002	3,678e-002	0,6435	443,7	705,5	0,6515
25__Main TS	11,35	89,27	4,303	1,614e-002	3,795e-002	0,6370	451,9	709,0	0,6737
26__Main TS	11,51	81,38	3,937	1,698e-002	3,872e-002	0,6337	456,8	711,0	0,6877
27__Main TS	11,65	75,53	3,670	1,760e-002	3,935e-002	0,6309	461,1	712,7	0,7009
28__Main TS	11,83	69,16	3,377	1,823e-002	4,004e-002	0,6271	466,8	715,2	0,7206
29__Main TS	12,29	57,88	2,852	1,915e-002	4,114e-002	0,6171	479,4	722,0	0,7786
1__SS1	13,04	71,48	4,615	1,009e-002	2,344e-002	0,5121	131,6	664,6	0,2495
2__SS1	14,06	57,22	3,737	1,065e-002	2,372e-002	0,5060	133,0	676,1	0,2721

Properties...

Figura 4.20 – Demais parâmetros para a avaliação no KG – Tower para redução do refluxo circulante.

A Figura 4.21 mostra a interface do KG-Tower para as entradas dos parâmetros necessários para a avaliação.

Figura 4.21 – Entrada de Parâmetros no KG-Tower para redução do refluxo circulante.

Após as entradas dos parâmetros para a avaliação, selecionou-se o projeto de pratos em *Select Design –Trays*para (Figura 4.22). Feito isso, foram inseridas as informações no programa. O tipo de prato avaliado foi o perfurado de dois passes, cujo número de furos é 7700. O diâmetro da torre é 4,6 m. Outros valores inseridos são: altura do vertedouro (64 mm), folga sob *downcomer* (57 mm), diâmetro do furo (12,7 mm), largura do *downcomer* central (342 mm) e largura do *downcomer* lateral (427mm).

Figura 4.22 – Projeto de pratos no KG-Tower.

A avaliação feita para a redução da vazão de RCS (Reciclo Circulante Superior) não é o melhor caminho a ser tomado para a avaliação da inundação apesar de ser uma boa solução para o problema, visto que quando há vazão excessiva de refluxo circulante ocorre o aumento da perda de carga no prato, e isso, eleva o nível de líquido. No entanto, a redução da vazão de RCS irá exigir mais do sistema de topo da coluna, que já opera com máxima capacidade, e leva a maiores gastos como a implementação de novos trocadores e gastos de utilidades, como água para resfriamento.

4.5. AVALIAÇÃO DA ÁREA DE *SELF-VENTING*

Através dos resultados obtidos no software KG-Tower, fora verificado que não ocorreu inundação devido à possível deposição de algum sal nos furos do prato ou na folga sob *downcomer*, obstruindo-os. Como também, que a redução do refluxo circulante implicaria em maiores gastos para a correção do problema.

Como a unidade foi projetada inicialmente para uma alimentação diária de 7000 m^3 e, atualmente, opera com uma carga de 11000 m^3 por dia partiu-se para uma verificação dos parâmetros de projeto da coluna.

A transição entre a seção de RCS (2 passes) e o fracionamento querosene x diesel (1 passe) é feita através do *downcomer* central do prato inferior do RCS. O fundo do *downcomer* é quase todo fechado, tendo apenas uma abertura em uma das extremidades. Essa abertura descarrega todo o líquido em um *sump*[4] onde é retirado o RCS. O transbordamento do *sump* garante a selagem da abertura do *downcomer*, *head* para o bocal de RCS e distribuição para a seção de fracionamento seguinte. No entanto, o que levou para a verificação é o projeto não usual da coluna, que não apresenta uma panela de retirada do RCS, visto que esta proporciona uma maior flexibilidade para possíveis variações de vazões. Assim, a abertura disponível no *downcomer* para descarregar o líquido no *sump*não está adequada para a grande vazão de líquido que está escoando por esse sistema.

Portanto, parte do líquido que chega a bandeja 25 segue para a bandeja 24 e parte segue para recirculação.

Como já mencionado, a área de transição do prato de dois passes para o prato de um passe, ou seja, a área de passagem do líquido será feita comparando-a como um bocal de retirada de líquido *Self Vented*.

Através do método proposto por Kister, podem-se efetuar os cálculos e avaliar a área de transição.

[4]*Sump* – calha de retirada de produto.

Para o cálculo da área de *Self Venting*, precisa-se:

Vazão mássica de líquido que verte para o *downcomer* da bandeja 25:

$$Q = 562\ m^3/h = 0{,}17\ m^3/s$$

Diâmetro de *Self Venting*:

$$D = 1{,}115 * Q^{0{,}4}$$

$$D = 1{,}115 * (0{,}17)^{0{,}4} = 0{,}53\ m$$

Área mínima de escoamento:

Com o diâmetro calculado, aproxima-se a área da região hachura para a área de um círculo, e efetua-se o cálculo:

$$A = \frac{\pi * (0{,}53)^2}{4} = 0{,}22\ m^2$$

Área de escoamento:

As dimensões da área de escoamento são largura 342 mm e comprimento de 478 mm.

$$A = 0{,}342 * 0{,}478 = 0{,}16\ m^2$$

Portanto, a área de escoamento é 27% menor do que a área de escoamento, justificando a inundação nesta seção da torre, visto que a quantidade de líquido que passa nessa região é maior do que ela comporta.

4.5.1. Solução do Problema

A proposta para a correção do problema é uma medida simples e de fácil execução devido ao pouco tempo de parada para manutenção da torre. A idéia é aumentar a área de *self-venting*, para isso basta deslocar a região do SUMP, aumentando sua volume. Com isso preciso fazer um novo projeto para o prato 24.

LOADINGS

File Edit Units Window Help

Project Name	TCC - UFF - Eng. Química	Date	1-Jul-15
Tower Name	Torre de Destilação Atmosférica - T-100	By	Diego
Case Name	Avaliação da solução	Revision	

		Load 1	Load 2	Load 3	Load 4	Load 5
Zone		# 24				
Description						
Tray or Bed Number		# 24				
Vapor						
Mass Rate	kg/hr	82610	0	0	0	0
Density	kg/m3	6,7750	1,1774	1,1774	1,1774	1,1774
Actual Vol.Flow	m3/s	3,39	0,00	0,00	0,00	0,00
Viscosity	cP	0,0102	0,0070	0,0070	0,0070	0,0070
Min. Rate	%	70,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Max. Rate	%	100,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Liquid						
Mass Rate	kg/hr	195700	0	0	0	0
Density	kg/m3	651,700	1000,000	1000,000	1000,000	1000,000
Volume Rate	m3/hr	300,292	0,000	0,000	0,000	0,000
Surface Tension	dyne/cm	10,510	18,713	18,713	18,713	18,713
Viscosity	cP	0,2217	0,9963	0,9963	0,9963	0,9963
Min. Rate	%	70,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Max. Rate	%	100,00	0,00	0,00	0,00	0,00
System Factor	1,00	Load OK	Load not active	Load not active	Load not active	Load not active

Std. Calc Calc Calc Calc Calc

Rates : Min Design Max

Select Design : Trays Packings Comments Close

Figura 4.23 – Entrada de Parâmetros no KG-Tower para avaliar a modificação no prato 24.

Após as entradas dos parâmetros para a avaliação, selecionou-se o projeto de pratos em *Select Design* – *Valve* para (Figura 4.24). Feito isso, foram inseridas as informações no programa. O tipo de prato avaliado foi o valvulado com um passe, cujo número de válvulas é 2250. O diâmetro da torre é 4,6 m. Outros valores inseridos são: altura do vertedouro (64 mm), folga sob *downcomer* (57 mm), largura do *downcomer*(550 mm).

TRAY DESIGN

File Tools Units Window Help

Project Name: TCC - UFF - Eng. Química
Tower Name: Torre de Destilação Atmosférica - T-100
Case Name: Avaliação da solução
Date: 2-Jul-15
By: Diego
Revision:

Tray Information

Tray Type: VALVE
Tower Diameter: 4600,00 mm
Number of Passes: 1

Active Area

Valve Type: Type-A (V-1)
Valve Quantity: 2250
Valve Density: 156,56 #/m2
Active Area: 14,372 m2
Open Area: 14,03 %

	Tray No.	Tray Spacing mm
Load 1	# 24	1067,00

Design O.K.

Tray Details | Results | Comments | Close

Downcomers and Weirs (Side)

Sketch

	Side	
Width Top	550,00	mm
Kickback	0,00	mm
Width Bottom	550,00	mm
Swept Back Weir	0,00	mm
Swept Weir Clearance	0,00	mm
Sump Depth	0,00	mm
Sump Width	0,00	mm
Weir Height	64,00	mm
Downcomer Clearance	57,00	mm
Downcomer Radius	0,00	mm
Downcomer Areas		
Net Top Area	1,124	m2
Gross Top Area	1,124	m2
Net Bottom Area	1,124	m2
Exit Area	0,170	m2
Receive Area	1,124	m2
Weir Lengths		
Top Weir Length	2984,96	mm
Override Weir Length	2984,96	mm
% Blocked	0,00	%
Bottom Edge Length	2984,96	mm
Override Edge Length	2984,96	mm
% Blocked	0,00	%
Inlet Weirs		
Height	0,00	mm
Inlet Width	550,00	mm
Panels parameters	A	
Active Area	14,37	m2
Flow Path Length	3500,00	mm

Figura 4.24 – Projeto de pratos no KG-Tower.

A Figura 4.25 mostra o esquema das dimensões do prato de um passe.

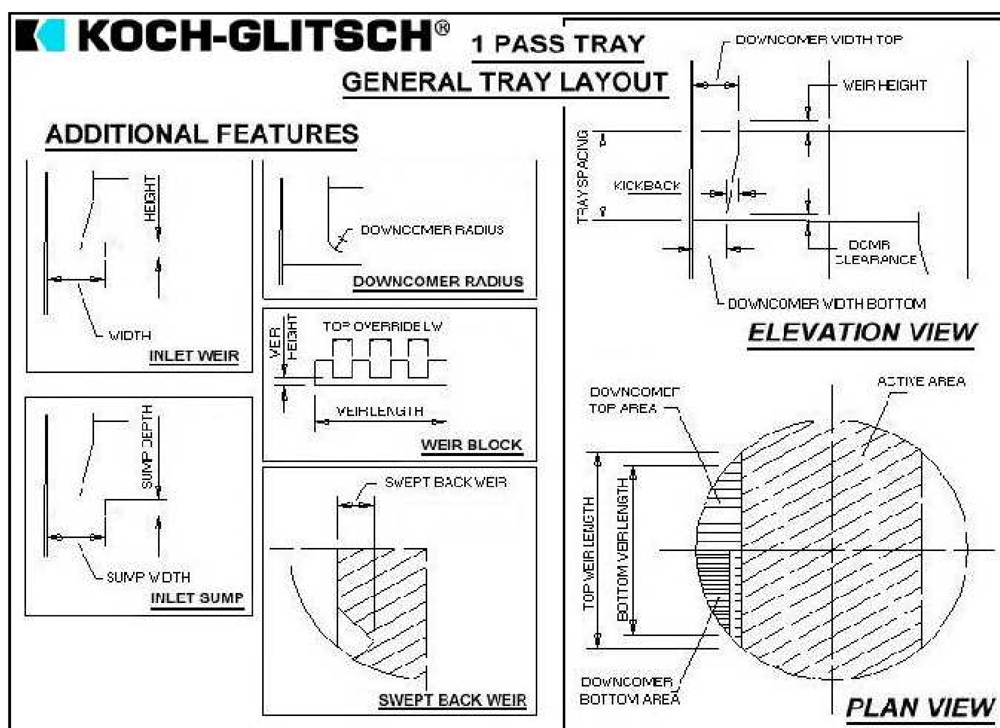


Figura 4.25 – Esquema das dimensões do prato de dois passes.

		Load 1
Zone		# 24
Description		
Tray Number		# 24
Jet Flood	%	33,47
Downcomer Flood	%	42,04
Downcomer Backup	mm liq	240,31
DC Exit Velocity	m/s	0,49
Dry Tray DP	mm liq	30,18
Total Tray DP	mm liq	115,73
Total Tray DP	mm Hg	5,55
Cf, Active Area	m/s	0,0242
Weir Load	m3/h/m	100,60
Crest	mm liq	61,21
DC Backup	% (TS+W)	21,2
Max DC Loading	m3/hr/m2	267,24
Head Loss Under DC	mm liq	38,30
DC Residence Time	sec	15,2
Blow Rating	%	N/A
System Limit	%	15
Turndown	%	63
Unit Reference	%	38
Equation 13	%	33

Figura 4.26 – Parâmetros obtidos da bandeja 24.

5. CONCLUSÕES

Esse trabalho apresentou a avaliação hidráulica dos internos da seção intermediária de uma torre de destilação atmosférica. A torre em questão sofria com problemas de inundação nos pratos 25, 26 e 27, o que levou a sua parada não programada.Diante disso foi necessárioum estudo mais aprofundado do caso, a fim de se identificar a problemática e propor uma possível solução. Como ajuda para realização desta tarefa foram usados o simulador de processos Unisim Design e o software KG-Tower, que avalia a parte hidráulica.

O uso do simulador de processos foi de grande importância, visto que é uma ferramenta que permite o cálculo dos balanços de massa e energia de toda a planta, a caracterização do petróleo com um mínimo de informação, gerando várias informações das condições de processo que serão utilizadas no KG-Tower. O resultado final obtido no simulador de processos foi bastante satisfatório, apresentando resultados bem próximos com os da planta de refino.

A fim de simplificar a simulação, os dados de iniciais (temperatura e pressão) dos petróleos A e B foram inseridos nas condições posteriores a etapa de dessalgação. O que facilitou a convergência da simulação.

Os resultados obtidos na simulação foram utilizados para a avaliação hidráulica da seção intermediária no KG-Tower. Os valores necessários foram os de vazão, densidade, viscosidade e tensão superficial. Além desses valores, foi necessário saber as informações dos equipamentos como o tipo de prato (valvulado ou perfurado), diâmetro da torre, e número de passes. Através da simulação realizada, a avaliação e o estudo dessas variáveis de processo levaram a identificação do problema.

O uso do KG-Tower mostrou-se fundamental para o trabalho pela facilidade de uso, eficiência e rapidez para a execução dos cálculos.

A diminuição da folga sob *downcomer* mostrou que deveria ocorrer uma grande obstrução desta área para observar a inundação do prato, como pode ser visto na simulação deveria ocorrer uma redução de 57 mm para 29 mm para se começar a observar algum retorno de líquido por *downcomer backup* e para um retorno de 100%

deveria ocorrer uma redução da folga para 16 mm. Logo, pode-se concluir que a obstrução teria que ser muito severa para provocar uma inundação por DC *backup*.

A diminuição do número de furos apresentou resultados parecidos com a redução da folga sob *downcomer*. Foi necessária a obstrução de 3850 dos 7700 totais para ultrapassar o critério (> 45%) para ocorrer o DC backup. Portanto, o resultado obtido mostra que existe uma boa folga para a diminuição da área dos furos do prato, ou seja, mesmo com alguma obstrução, não se observa a inundação do prato.

Outro procedimento que pode ser estudado é a redução da vazão do reciclo circulante superior (RCS) da torre. Como já mencionado anteriormente, este não é o melhor caminho a ser tomado para a avaliação da inundação, já que quando há vazão excessiva de refluxo circulante ocorre o aumento da perda de carga no prato, e isso, eleva o nível de líquido. No entanto, a redução da vazão de RCS irá exigir mais do sistema de topo da coluna, que já opera com máxima capacidade, e leva a maiores gastos como a implementação de novos trocadores e gastos de utilidades, como água para resfriamento.

Como as análises realizadas no KG-Tower mostraram que não ocorre a inundação devido à obstrução nos furos do prato ou na folga sob *downcomer*. Devido ao projeto não usual da coluna, que não apresenta uma panela de retirada do RCS, partiu-se para a análise do dimensionamento dos pratos, especificamente a área de transição entre a seção de RCS (2 passes) e o fracionamento querosene x diesel (1 passe).

Através do método proposto por Kister para a avaliação da área de *Self-Venting* observou-se que área de transição era 27% menor do que era necessário para a atual vazão da unidade. Com essa verificação pode-se identificar a causa da inundação.

Através das diversas simulações executadas pode-se identificar o problema e partir para uma possível solução. Devido aos grandes custos que uma parada gera, quanto menos tempo ela levar, menores serão os prejuízos para a refinaria. Logo, a solução proposta é de fácil execução:o aumento dessa área implicaria somente na troca do prato 24 da torre, visto que com o aumento da área do *sump*, a área do prato 24 diminuiria.

6. SUGESTÕES

- Avaliar o *head*, o bocal de retirada de RCS e o volume do sump do bocal de saída do RCS (Reciclo Circulante Superior);
- Estudar a possibilidade de um novo dimensionamento da seção intermediária e troca dos pratos da seção;
- Realizar a estima de custos do serviço a ser realizado.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALVARES, J. G.; SOUZA, B. D.; PROJETO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO DIDÁTICA. Poços de Caldas, 2013. 48f.Trabalho de conclusão de curso (Graduaçãoem Engenharia Química) – Universidade Federal de Alfenas, 2013.

http://www.ambigen.org/industries/oil/refining - ACESSADO dia 22/06/2015;

BAGAJEWICZ, M. J. On *the design flexibility of Crude Atmosphericunits*Chem.Eng.Comm., v. 166, p. 111-136, 1997.

BAHIA, R.; MENEZES, D.; SILVA, A.; PROJETO DE UMA TORRE DE DESTILAÇÃO ATMOSFÉRICA DE PETRÓLEO, UTILIZANDO SOFTWARES UNISIM DESIGN E KG-TOWER. Niterói, 2012. 118f. Trabalho de conclusão de curso (Graduação na área de Engenharia Química) – Universidade Federal Fluminense, 2012.

BRASIL, N. I.; ARAÚJO, M.A.; SOUSA, E. C.; Processamento de Petróleo e Gás. 1ª ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2011.

http://www.exxonmobil.com/europe-english/files/simple_guide_to_oil_refining.pdf - ACESSADO dia 20/04/2015;

CALDAS, J.N.; LACERDA, A. I.; VELOSO, E.; PASCHOAL, L. C. M. Internos de Torres – pratos & recheios. 2 ed. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2007.

CARDOSO, Luis Cláudio. Petróleo: do poço ao posto. Rio de Janeiro: Qualitymark Ed. 2005.

FARAH, M. A.; Petróleo e seus derivados. 1ª ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2012.

http://www.ifend.com.br/nr-13.html - ACESSADO dia 22/06/2015;

FOUST, A. S.; *Principles of Unit Operations*. 2ª ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 1982.

HAMID, M. A. H. *Hysys: An Introduction to Chemical Engineering Simulation*. Malaysia, UTM, 2007.

HARAGUCHI, Marcio. IMAGEAMENTO DE EQUIPAMENTOS DE PROCESSOS INDUSTRIAIS PELA TÉCNICA DE PERFILAGEM POR RAIOS GAMA. São Paulo, 2013. 108f. Dissertação (Mestrado em Ciências na Área de Tecnologia Nuclear) – Universidade de São Paulo, 2013.

HASBROUCK, J. F.; KUNESH J. G.; SMITH, V. C.; S*uccessfully Troubleshoot Distillation Towers*, United State of America, Março 1993. Disponível em: <http://www.chemicalprocessing.com/assets/Media/MediaManager/Successfully_Troubleshoot_Distillation_Towrers.pdf>. Acessado em: 29 Março 2015.

NELSON, W.L. *Petroleum Refinery Engineering*, Fourth edition, Mac Graw-Hill, 1969.

KISTER, H. Z., *Destillation Design*, McGraw-Hill, Inc., New York, NY, 1992.

KISTER, H. Z., *Destillation Operation*, McGraw-Hill, Inc., New York, NY,1990.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W., *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, Eighth Edition, Mc Graw-Hill, 2008.

http://rvt-pe.com/random-and-structured-packings/ - ACESSADO dia 29/04/2015

LUTZ, H. *Ultrafiltration for Bioprocessing*, Woodhead Publishing, p. 181, 2015

YAMANISHI, Érika. SIMULAÇÃO, ANÁLISE E OTIMIZAÇÃO DAS COLUNAS ATMOSFÉRICAS E DEBUTANIZADORA DA UNIDADE DE DESTILAÇÃO DE REFINO DE PETRÓLEO. Campinas, 2007. 224f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 2007.

APÊNDICE

APÊNDICE A

***Worksheets* das correntes da simulação apresentada no trabalho.**

(A simulação foi realizada no software Hysys fornecido pela unniversidade)

Stream Name	A	B
Vapour / Phase Fraction	0,0000	0,0000
Temperature [C]	30,00	30,00
Pressure [kg/cm2]	10,00	10,00
Molar Flow [kgmole/h]	732,7	944,8
Mass Flow [tonne/hr]	116,0	284,8
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	146,7	311,7
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-8,188e+004	-1,521e+005
Molar Entropy [kcal/kgmol-C]	84,41	136,1
Heat Flow [Gcal/hr]	-59,99	-143,7
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	145,3	310,7
Fluid Package	Basis-1	Basis-1
Stream Type	Kerosene	Crude
Short Name		

Figura 1 – Dados de entrada do petróleo A e B.

Stream Name	BSW
Vapour / Phase Fraction	0,0000
Temperature [C]	30,00
Pressure [kg/cm2]	10,00
Molar Flow [kgmole/h]	101,5
Mass Flow [tonne/hr]	1,829
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,833
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-6,816e+004
Molar Entropy [kcal/kgmol-C]	1,869
Heat Flow [Gcal/hr]	-6,921
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1,803
Fluid Package	Basis-1
Stream Type	Water
Short Name	

Figura 2 – Dados de entrada da corrente de água.

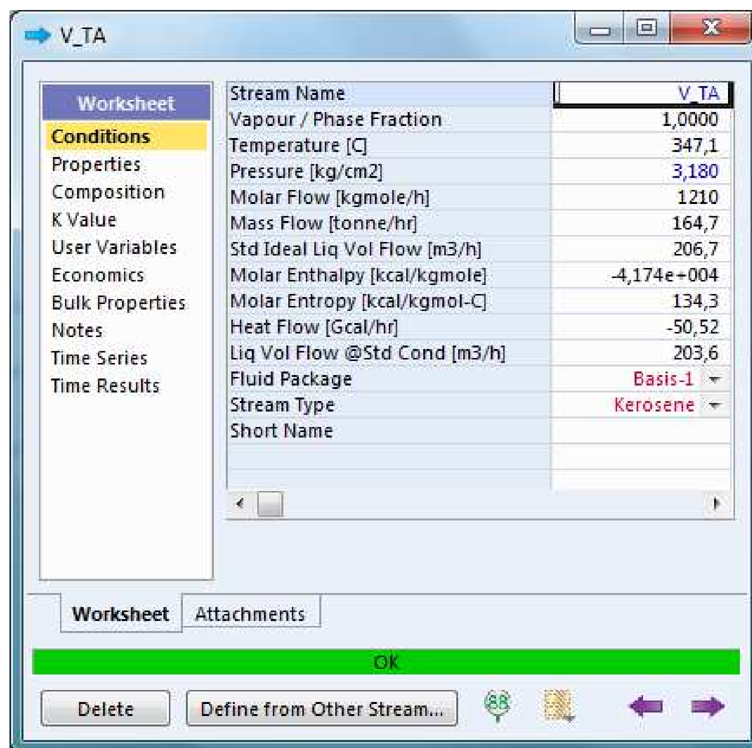


Figura 3 – Condições da corrente de vapor que deixa o forno (vaso pré-*flash*).

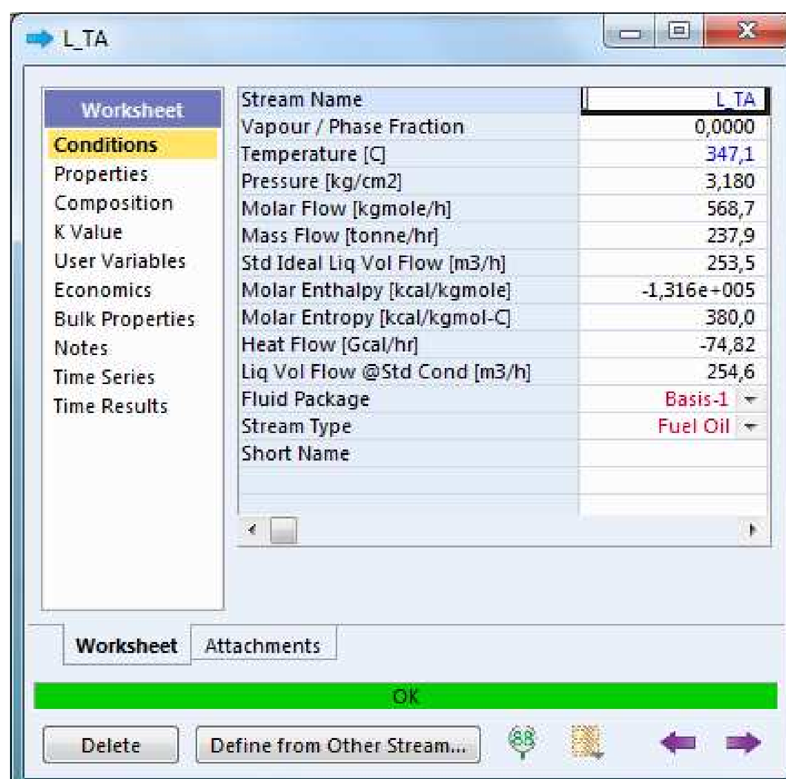


Figura 4 – Condições da corrente de líquido que deixa o forno (vaso pré-*flash*).

STA

Stream Name	STA
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	340,0
Pressure [kg/cm2]	137,7
Molar Flow [kgmole/h]	149,3
Mass Flow [tonne/hr]	2,690
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,695
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-5,703e+004
Molar Entropy [kcal/kgmol-C]	23,51
Heat Flow [Gcal/hr]	-8,516
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2,652
Fluid Package	Basis-1
Stream Type	Water
Short Name	

Worksheet: Conditions, Properties, Composition, K Value, User Variables, Economics, Bulk Properties, Notes, Time Series, Time Results

Worksheet | Attachments

OK

Delete | Define from Other Stream...

Figura 5 – Condições da corrente de vapor d'água utilizada para esquentar o fundo da coluna.

STNP

Stream Name	STNP
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	340,0
Pressure [kg/cm2]	4,440
Molar Flow [kgmole/h]	77,71
Mass Flow [tonne/hr]	1,400
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1,403
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-5,514e+004
Molar Entropy [kcal/kgmol-C]	33,04
Heat Flow [Gcal/hr]	-4,285
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1,380
Fluid Package	Basis-1
Stream Type	Water
Short Name	

Worksheet: Conditions, Properties, Composition, K Value, User Variables, Economics, Bulk Properties, Notes, Time Series, Time Results

Worksheet | Attachments

OK

Delete | Define from Other Stream...

Figura 6 – Condições da corrente de vapor d'água utilizada para retificação da Nafta Pesada.

ANEXOS

ANEXO A

Relatório do dimensionamento e parâmetros dos pratos perfurado e valvulados da torre atmosférica de petróleo.

(Os relatórios foram gerados pelo software KG-Tower 5.2, disponível gratuitamente no site da Koch-Glistch)

KOCH-GLITSCH®

KG-TOWER® Software v 5.2

Customer's copy.
Strictly confidential. Property of Koch-Glitsch.

Registered To: Diego, **SIEVE TRAY RATING DATA**

Project Name	TCC - UFF - Eng. Química	**Date :**	01-jul-2015	**Page :**	1
Tower Name	Torre de Destilação Atmosférica - T-100	**File :**	avaliação DC Backup_condições normais.kgt		
Case Name	Avaliação - downcomer backup	**By :**	Diego	**Revision :**	

ZONE		#27 - 25	#27 - 25
DESCRIPTION			
TRAY NUMBER		#27 - 25	MIN
% OF LOADING		100	70
LOADINGS			
Vapor Rate	kg/hr	195700	136990
Vapor Density	kg/m3	6,775	6,775
Vapor Volume	m3/s	8,02	5,62
Vapor Viscosity	cP	0,0102	0,0102
Liquid Rate	kg/hr	433900	303730
Liquid Density	kg/m3	665,50	665,50
Liquid Volume	m3/hr	651,99	456,39
Surface Tension	mN/m	11,77	11,77
Liquid Viscosity	cP	0,243	0,243
Tray Spacing	mm	838,00	838,00
System Factor		1,00	1,00
Jet Flood	%	61	43
Downcomer Flood	%	66	46
Downcomer Backup	mm liq	243,7	190,0
Downcomer Exit Velocity	m/s	0,595	0,417
Dry Tray Pressure Drop	mm liq	59,6	29,2
Total Tray Pressure Drop	mm liq	122,8	103,9
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	6,0	5,1
Cf Active Area	m/s	0,06	0,04
Weir Load	m3/h/m	122,1	85,5
Weir Crest	mm liq	69,7	54,9
Downcomer Backup	% (TS+W)	27,0	21,1
Head Loss Under DC	mm liq	56,4	27,7
DC Residence Time	sec	7,7	11,0
DC Loading	m3/hr/m2	420,5	294,3
VH2 Dv/Dl	(m/s)^2	0,69	0,34
System Limit	%	35	24
Equation 13	%	61	43
WARNINGS:		1,	

WARNINGS: 1. Excessive downcomer exit velocity. Try increased downcomer clearance.

Figura 7 – Avaliação do DC*Backup* para as condições de processo.

KOCH-GLITSCH®

Customer's copy.
Strictly confidential. Property of Koch-Glitsch.

KG-TOWER® Software v 5.2

Registered To: Diego,

SIEVE TRAY RATING DATA

Project Name	TCC - UFF - Eng. Química	Date :	01-jul-2015	Page :	1
Tower Name	Torre de Destilação Atmosférica - T-100	File :	avaliação DC Backup_condições normais.kgt		
Case Name	Avaliação - downcomer backup	By :	Diego	Revision :	

ZONE		#27 - 25	#27 - 25
DESCRIPTION			
TRAY NUMBER		#27 - 25	MIN
% OF LOADING		100	70
LOADINGS			
Vapor Rate	kg/hr	195700	136990
Vapor Density	kg/m3	6,775	6,775
Vapor Volume	m3/s	8,02	5,62
Vapor Viscosity	cP	0,0102	0,0102
Liquid Rate	kg/hr	433900	303730
Liquid Density	kg/m3	665,50	665,50
Liquid Volume	m3/hr	651,99	456,39
Surface Tension	mN/m	11,77	11,77
Liquid Viscosity	cP	0,243	0,243
Tray Spacing	mm	838,00	838,00
System Factor		1,00	1,00
Jet Flood	%	61	43
Downcomer Flood	%	66	46
Downcomer Backup	mm liq	406,9	270,0
Downcomer Exit Velocity	m/s	1,170	0,819
Dry Tray Pressure Drop	mm liq	59,6	29,2
Total Tray Pressure Drop	mm liq	122,8	103,9
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	6,0	5,1
Cf Active Area	m/s	0,06	0,04
Weir Load	m3/h/m	122,1	85,5
Weir Crest	mm liq	69,7	54,9
Downcomer Backup	% (TS+W)	45,1	29,9
Head Loss Under DC	mm liq	218,0	106,8
DC Residence Time	sec	7,7	11,0
DC Loading	m3/hr/m2	420,5	294,3
VH2 Dv/Dl	(m/s)^2	0,69	0,34
System Limit	%	35	24
Equation 13	%	61	43
WARNINGS:		1,2,	2,

WARNINGS: 1. Excessive downcomer backup. Try increased downcomer clearance, lower weir height, increased % open area or increased quantity of valves.
2. Excessive downcomer exit velocity. Try increased downcomer clearance.

The Sieve Tray results in the KG-TOWER® software are provided for general informational purposes only. When internal calculations are performed by Koch-Glitsch, these internal rating pages may be the same or different from the present results. Please contact Koch-Glitsch's Technical Assistance with any questions.

Figura 8 – Avaliação do DC*Backup* para a redução da folga sob *downcomer* para 19 mm.

KOCH-GLITSCH®

KG-TOWER® Software v 5.2

Customer's copy.
Strictly confidential. Property of Koch-Glitsch.

Registered To: Diego,

SIEVE TRAY RATING DATA

Project Name	TCC - UFF - Eng. Química	**Date :** 01-jul-2015	**Page :** 1
Tower Name	Torre de Destilação Atmosférica - T-100	**File :** avaliação DC Backup_condições normais.kgt	
Case Name	Avaliação - downcomer backup	**By :** Diego	**Revision :**

ZONE		#27 - 25	#27 - 25
DESCRIPTION			
TRAY NUMBER		#27 - 25	MIN
% OF LOADING		100	70
LOADINGS			
Vapor Rate	kg/hr	195700	136990
Vapor Density	kg/m3	6,775	6,775
Vapor Volume	m3/s	8,02	5,62
Vapor Viscosity	cP	0,0102	0,0102
Liquid Rate	kg/hr	433900	303730
Liquid Density	kg/m3	665,50	665,50
Liquid Volume	m3/hr	651,99	456,39
Surface Tension	mN/m	11,77	11,77
Liquid Viscosity	cP	0,243	0,243
Tray Spacing	mm	838,00	838,00
System Factor		1,00	1,00
Jet Flood	%	61	43
Downcomer Flood	%	66	46
Downcomer Backup	mm liq	407,6	253,2
Downcomer Exit Velocity	m/s	0,595	0,417
Dry Tray Pressure Drop	mm liq	238,4	116,8
Total Tray Pressure Drop	mm liq	293,3	170,5
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	14,4	8,3
Cf Active Area	m/s	0,06	0,04
Weir Load	m3/h/m	122,1	85,5
Weir Crest	mm liq	69,7	54,9
Downcomer Backup	% (TS+W)	45,2	28,1
Head Loss Under DC	mm liq	56,4	27,7
DC Residence Time	sec	7,7	11,0
DC Loading	m3/hr/m2	420,5	294,3
VH2 Dv/Dl	(m/s)^2	2,76	1,35
System Limit	%	35	24
Equation 13	%	61	43
WARNINGS:		1,2,3,	

WARNINGS:
1. Excessive downcomer backup. Try increased downcomer clearance, lower weir height, increased % open area or increased quantity of valves.
2. Excessive dry tray pressure drop. Try increased valve quantity, more open area or increased tray spacing.
3. Excessive downcomer exit velocity. Try increased downcomer clearance.

The Sieve Tray results in the KG-TOWER® software are provided for general informational purposes only. When internal calculations are performed by Koch-Glitsch, these internal rating pages may be the same or different from the present results. Please contact Koch-Glitsch's Technical Assistance with any questions.

Figura 9 – Avaliação do DC*Backup* para a redução do número de furos para 3850.

KOCH-GLITSCH®

Customer's copy.
Strictly confidential. Property of Koch-Glitsch.

KG-TOWER® Software v 5.2

Registered To: Diego,

VALVE TRAY RATING DATA

Project Name	TCC - UFF - Eng. Química	**Date :** 03-jul-2015	**Page :** 1
Tower Name	Torre de Destilação Atmosférica - T-100	**File :** avaliação da solução.kgt	
Case Name	Avaliação da solução	**By :** Diego	**Revision :**

ZONE		# 24	# 24
DESCRIPTION			
TRAY NUMBER		# 24	MIN
% OF LOADING		100	70
LOADINGS			
Vapor Rate	kg/hr	82610	57827
Vapor Density	kg/m3	6,775	6,775
Vapor Volume	m3/s	3,39	2,37
Vapor Viscosity	cP	0,0102	0,0102
Liquid Rate	kg/hr	195700	136990
Liquid Density	kg/m3	651,70	651,70
Liquid Volume	m3/hr	300,29	210,20
Surface Tension	mN/m	10,51	10,51
Liquid Viscosity	cP	0,222	0,222
Tray Spacing	mm	1067,00	1067,00
System Factor		1,00	1,00
Jet Flood	%	33	23
Downcomer Flood	%	42	29
Downcomer Backup	mm liq	240,3	185,9
Downcomer Exit Velocity	m/s	0,490	0,343
Dry Tray Pressure Drop	mm liq	30,2	15,9
Total Tray Pressure Drop	mm liq	115,7	91,3
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	5,5	4,4
Cf Active Area	m/s	0,02	0,02
Weir Load	m3/h/m	100,6	70,4
Weir Crest	mm liq	61,2	48,3
Downcomer Backup	% (TS+W)	21,2	16,4
Head Loss Under DC	mm liq	38,3	18,8
DC Residence Time	sec	15,2	21,8
DC Loading	m3/hr/m2	267,2	187,1
Blow Rating	%	N/A	N/A
System Limit	%	15	11
Turndown	%	63	90
Unit Reference	%	38	26
Equation 13	%	33	23

Figura 10 – Relatório da solução proposta.